



TESIS - TM 142501

EVALUASI PERFORMA UNIT DESALINASI 24 TINGKAT KAPASITAS 90 TON/JAM

Thomy Aries Sandhy

0211155202002

DOSEN PEMBIMBING

Prof. DR. Ir. Djatmiko Ichsani, M.Eng

PROGRAM MAGISTER

REKAYASA KONVERSI ENERGI

JURUSAN TEKNIK MESIN

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2018



TESIS

**EVALUATION PERFORMANCE UNIT
DESALINATION 24 STAGES
CAPACITY 90 TON/HOURS**

Thomy Aries Sandhy

0211155202002

ADVISOR

Prof. DR. Ir. Djatmiko Ichsani, M.Eng

PROGRAM MAGISTER

FIELD STUDY OF ENERGI CONVERSION

DEPARTMEN OF MECHANICAL ENGINEERING

FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY

SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY

SURABAYA

2018

Tesis disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar

Magister Teknik (M.T)

di

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

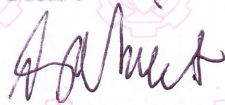
Thomy Aries Sandhy

NRP. 0211155202002

Tanggal Ujian : 5 Januari 2018

Periode Wisuda : Maret 2018

Disetujui Oleh :



**1. Prof. Dr. Ir. Djatmiko Ichsani, M.Eng.
NIP. 195310191979031002**

(Pembimbing)



**2. Prof. Dr. Eng. Ir. Prabowo, M.Eng.
NIP. 196505051990031005**

(Penguji)



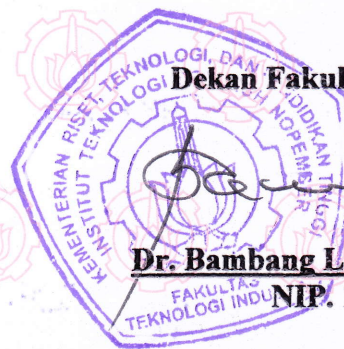
**3. Dr. Ir. Atok Setiawan, M.Eng.Sc.
NIP. 196604021989031002**

(Penguji)



**4. Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT.
NIP. 197301161997021001**

(Penguji)



Dekan Fakultas Teknologi Industri

**Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, ST., MT.
NIP. 196905071995121001**

EVALUASI PERFORMA UNIT DESALINASI 24 TINGKAT KAPASITAS 90 TON/JAM

Nama mahasiswa : Thomy Aries Sandhy
NRP : 0211155202002
Pembimbing : Prof. DR. Ir. Djatmiko Ichsani, M.Eng

ABSTRAK

Unit desalinasi merupakan salah satu unit yang menghasilkan air untuk umpan boiler. Pada penelitian ini telah dilakukan observasi dan analisa untuk mengetahui performa unit desalinasi dengan Multi effect Evaporator (MEE) 24 tingkat dengan metode Multi Stage Flash (MSF) sekali lewat kapasitas 90 ton/jam dengan laju umpan air laut sebesar 770 ton/jam dan menggunakan uap bertekanan 3 kg/cm²G dari ceratan turbin yang bertemperatur 210°C sebagai sumber panasnya.

Kapasitas produksi dibawah 90 ton/jam dan laju umpan air laut kurang dari 770 ton/jam serta penurunan efisiensi unit desalinasi secara cepat yang ditandai dengan menurunnya produksi distilat dalam waktu singkat berdampak pada seringnya stop unit untuk proses pembersihan atau perawatan. Hasil evaluasi berdasarkan data operasi, jumlah distilat yang dihasilkan adalah 60 ton/jam sampai 74 ton/jam dengan laju air umpan 524 ton/jam sampai 605 ton/jam. Dari hasil perhitungan fouling faktor tiap stage evaporator dengan metode ϵ -NTU berdasarkan data desain diperoleh 0,0000327 m²K/w pada stage 1 sampai 0,00006 m²K/w pada stage 24. Untuk perhitungan fouling faktor tiap stage evaporator berdasarkan data operasi diperoleh 0,000077 m²K/w pada stage 1 sampai 0,000115 m²K/w pada stage 24.

Kata kunci : Air, Desalinasi, Boiler, Fouling, MSF, NTU

EVALUATION PERFORMANCE UNIT DESALINATION 24 STAGES CAPACITY 90 TON / HOURS

By : Thomy Aries Sandhy
Student Identity Number : 0211155202002
Supervisor : Prof. DR. Ir. Djatmiko Ichsani, M.Eng

ABSTRACT

The desalination unit is one of the units that produce water for the boiler feed. In this research, we have observed and analyzed to know the performance of desalination unit with Multi Effect Evaporator (MEE) 24 level with Once Through Multi Stage Flash (OT-MSF) capacity 90 ton/hour with sea water feed rate 770 ton/hour and using steam pressurized 3 kg/cm²G from a turbine spout with a temperature of 210 °C as the heat source.

Production capacity below 90 ton/hour and sea water feed rate less than 770 ton/hr and decreasing the efficiency of desalination unit rapidly marked by decreasing of distillate production in a short time impacted the frequent stop unit for cleaning or maintenance process. Based on the operational data, the number of distillates produced is 60 ton/h to 74 ton/h with feed water rate 524 ton/h to 605 ton/hr. From result of calculation of fouling factor of each evaporator stage with method ϵ -NTU based on design data obtained 0.0000327 m²K/w at stage 1 until 0.00006 m²K/w at stage 24. For calculation of fouling factor of each stage evaporator based on operation data obtained 0.000077 m²K/w on stage 1 to 0.000115 m²K/w on stage 24.

Keywords: Water, Desalination, Boiler, Fouling, MSF, NTU

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah Segala puji dan syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan segala berkah dan rahmat-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan tesis ini. Tesis dengan judul “**EVALUASI PERFORMA UNIT DESALINASI 24 TINGKAT KAPASITAS 90 TON/JAM**” disusun sebagai persyaratan untuk memperoleh gelar Magister Teknik pada Program Studi Rekayasa Konversi Energi, Departemen Teknik Mesin, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Keberhasilan penulis dalam pembuatan tesis ini tidak lepas dari bantuan berbagai pihak yang telah banyak memberikan masukan, motivasi, dan dukungan. Untuk itu penulis ingin menyampaikan ucapan terima kasih dan penghargaan yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak **Prof. Dr. Ir. Djatmiko Ichsani, M.Eng** selaku dosen pembimbing yang telah membimbing dalam pembuatan tesis ini sampai selesai.
2. Bapak **Prof. Dr.Eng. Ir. Prabowo, M.Eng .**, Kepala Program Studi Pascasarjana Departemen Teknik Mesin FTI-ITS.
3. Bapak **Prof. Dr.Eng. Ir. Prabowo, M.Eng .**, bapak **Dr. Ir. Atok Setiawan, M.Eng.Sc.**, dan bapak **Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT.** sebagai dosen penguji, atas saran dan masukan yang telah diberikan untuk penyempurnaan tesis ini.
4. Bapak **Amran Zainuri** yang telah banyak membantu saat proses observasi lapangan.
5. **PT Pertamina RU IV Cilacap**
6. **Istri, anak, orang tua, serta keluarga** tercinta yang selalu memberikan doa dan dukungannya kepada penulis selama tugas belajar sampai dengan terselesaikannya tesis ini.
7. **Rekan–rekan Pascasarjana Teknik Mesin** atas segala masukan dan dukungan moril selama penulis menuntut ilmu di ITS.

8. Seluruh staf dan karyawan Departemen Teknik Mesin.
9. Semua pihak yang telah mendoakan dan membantu dalam pembuatan tesis ini yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu, penulis ucapkan terima kasih.

Penulis menyadari masih banyak kekurangan dalam pembuatan tesis ini, bila ada kritik dan saran untuk penyempurnaan tesis ini, penulis akan menerima dengan senang hati. Dan semoga tesis ini dapat bermanfaat untuk pembaca umumnya dan bagi penulis sendiri pada khususnya. Akhir kata dengan setulus hati penulis mendoakan semoga Allah SWT membalas dan memberikan rahmat-Nya atas semua kebaikan yang telah diberikan pihak-pihak yang telah membantu penulis dalam pembuatan tesis ini. Aamiin

Surabaya, Januari 2018

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	iii
ABSTRAK	v
ABSTRACT	vii
KATA PENGANTAR	ix
DAFTAR ISI	xii
DAFTAR GAMBAR	xv
DAFTAR TABEL	xviii
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	4
1.3 Tujuan dan Manfaat Penelitian	5
1.4 Batasan Masalah	5
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA	7
2.1 Desalinasi	7
2.2 Klarifikasi Proses Desalinasi	7
2.2.1 Proses Elektrolisa	7
2.2.2 Osmosa	8
2.2.3 Difusi	8
2.2.4 Ion Exchange	8
2.2.5 Adsorpsi	9
2.2.6 Extraksi	9
2.2.7 Pembekuan	9
2.2.8 Distilasi	9
2.2.8.1 Multi Effect (ME)	10
2.2.8.2 Vapour Compression	11
2.2.8.3 Multi Stage Flash (MSF)	11
2.2.8.3.1 Once Through atau Sekali Lewat	11
2.2.8.3.2 Brine Recirculation	12
2.3 Peralatan Pada Unit Desalinasi Air laut	15
2.3.1 Evaporator	15
2.3.1.1 Demister	18

2.3.1.2	Condensate Tray	18
2.3.1.3	Pintu Penyekat.....	18
2.3.1.4	Impegment Baffle.....	18
2.3.1.5	Man Hole.....	19
2.3.1.6	Sight Glass	19
2.3.2	Condensor.....	19
2.3.3	Brine Heater	19
2.3.4	Sistem Vakum	20
2.3.5	Desuperheater.....	22
2.3.6	Pompa dan Perpipaan	22
2.4	Proses dan Aliran Air Umpan pada Unit Desalinasi	23
2.5	Performa Unit Peralatan Desalinasi Multistage Flash Desalination	25
BAB 3	METODOLOGI PENELITIAN	29
3.1	Kerangka Berfikir.....	29
3.2	Tahapan-Tahapan Analisa Energi	29
3.3	Data Desain	30
3.3.1	Brine Heater	30
3.3.2	Evaporator	31
3.3.3	Propertis Tekanan, Temperatur dan Propertis Fluida tiap Stage.....	32
3.4	Diagram Alir.....	35
3.5	Dasar Teori	36
3.5.1	Koefisien perpindahan panas keseluruhan sisi luar tube (U_o).....	37
3.5.2	Koefisien perpindahan panas keseluruhan sisi dalam tube (U_i).....	39
3.5.3	Efektivitas dan Jumlah Transfer Unit (NTU).....	41
3.5.4	Fouling Factor (R_d).....	44
3.5.5	Laju Kondensasi tiap stage evaporator.....	44
3.5.6	Neraca Masa dan Energi	44
3.5.6.1	Neraca Masa Dan Energi pada Sistem Pemanas (Brine Heater).....	45
3.5.6.2	Neraca Masa Dan Energi Pada Evaporator	46
3.5.6.3	Neraca Masa Dan Energi Pada Sistem Vakum	48
BAB 4	HASIL DAN PEMBAHASAN	49
4.1	Brine Heater	49

4.1.1	Perhitungan Berdasarkan Data Desain Brine Heater	49
4.1.2	Koefisien panas Keseluruhan dan Koefisien Panas pada Brine Heater Berdasarkan Data Desain	50
4.1.3	Parameter perhitungan Berdasarkan Data Operasi	52
4.1.4	Koefisien Perpindahan panas keseluruhan dan Koefisien Perpindahan panas pada Brine Heater Berdasarkan Data Operasi ..	54
4.1.4.1	Data Operasi Pada Brine Heater	54
4.1.4.2	Sifat Fisik Fluida Berdasarkan Data Operasi Aktual Brine Heater ..	55
4.1.4.3	Koefisien panas Keseluruhan (U), Koefisien Perpindahan Panas (h) dan Fouling Faktor (R_d) pada Brine Heater Berdasarkan Data Operasi	56
4.2	Evaporator.....	61
4.2.1	Perhitungan Berdasarkan Data Desain Evaporator	61
4.2.1.1	Propertis Air Umpan (Fluida Dingin) Tiap Tingkat Evaporator Kondensor berdasarkan T_{cavg} Fluida (Data Desain).....	63
4.2.1.2	Propertis Air Umpan (Fluida Panas) Tiap Tingkat Evaporator Chamber (Data Desain)	64
4.2.1.3	$\epsilon - NTU$ Evaporator (Data Desain)	65
4.2.1.4	Koefisien Perpindahan panas keseluruhan dan Fouling Faktor (R_d) berdasarkan Data Desain	66
4.2.1.5	Gained Output Ratio (GOR) dan Laju Kondensasi Tiap Stage Evaporator Berdasarkan Data Desain	68
4.2.2	Perhitungan Berdasarkan Data Operasi Aktual Evaporator	70
4.2.2.1	Data Laju Air Umpan, Laju Distilat (Produk), Temperatur Distilat dan GOR Berdasarkan Pengukuran	71
4.2.2.2	Data Tekanan Evaporator Chamber (Air Umpan Panas).....	72
4.2.2.3	Data Temperatur Evaporator Chamber (Air Umpan Panas).....	73
4.2.2.4	Data Temperatur Permukaan Tube Sisi Masuk (T_{ti}).....	74
4.2.2.5	Data Temperatur Permukaan Tube Bagian Tengah (T_{tavg})	75
4.2.2.6	Data Temperatur Permukaan Tube Sisi Keluar (T_{to})	76
4.2.2.7	Temperatur Air Umpan Pada Tube (Air Umpan Dingin).....	77
	A. Temperatur Air Umpan Dalam Tube Sisi Masuk (T_{ci}).....	78
	B. Temperatur Air Umpan Dalam Tube Sisi Keluar (T_{co}).	79
	C. Temperatur Air Umpan Rata-Rata Dalam Tube (T_{cavg}).....	80
4.2.3	Hasil Perhitungan Berdasarkan Data Operasi Aktual Evaporator ..	81

4.2.3.1	Air Umpan Dingin (Fluida Dingin).....	81
4.2.3.2	Propertis Air Umpan (Fluida Dingin) Tiap Tingkat Evaporator Kondensor Berdasarkan T_{cavg} data Operasi Aktual (Data pertama). 83	
4.2.3.3	Air Umpan Panas (Fluida Panas)	84
4.2.3.4	Propertis Air Umpan (Fluida Panas) Tiap Tingkat Evaporator Chamber Berdasarkan T_{havg} Data Operasi Aktual	84
4.2.3.5	ϵ – NTU Evaporator Berdasarkan Data Operasi Aktual	85
	A. Menghitung <i>Heat Capacity Rate</i> Maksimum dan Minimum (C) ..85	
	B. Rasio Kapasitas(C_r) pada Stage 1.85	
	C. Menghitung Q_{max}85	
	D. Menghitung Panas Yang Diserap Air Umpan Dingin (Q)85	
	E. Menghitung <i>Effectiveness</i> (ϵ) pada Stage 1.86	
	F. Menghitung NTU pada Stage 1.86	
4.2.3.6	Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan Dan Fouling Faktor (R_d) berdasarkan Data Operasi Aktual.....	86
	A. Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan Sisi Dalam Tube (U_i) 86	
	B. Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan Sisi Luar Tube (U_o) 86	
	C. Menghitung Fouling Faktor (R_d).....87	
	D. Hasil Perhitungan NTU, Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan (U) dan Fouling Faktor (R_d) Tiap Stage berdasarkan Data Aktual Pertama	88
4.2.3.7	Gained Output Ratio Berdasarkan Data Operasi Aktual.....	89
	A. Menghitung Panas Yang Diserap Air Umpan Dingin (Q) Pada Stage 1.....90	
	B. Entalpi Kondensasi (h_{fg}).....90	
	C. Laju Kondensasi (\dot{m}_{cond})90	
	D. Gained Output Ratio	92
4.3	Neraca Masa Dan Energi Unit Desalinasi.....	95
4.4	Evaluasi Performa Unit Desalinasi.....	96
BAB 5	Kesimpulan Dan Saran.....	99
5.1	Kesimpulan.....	99
5.2	Saran.....	100
	DAFTAR PUSTAKA.....	101

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Klasifikasi Proses Desalinasi	6
Gambar 2.2 Multiple Effect Evaporator.....	9
Gambar 2.3 MSF Tipe Sekali Lewat.....	11
Gambar 2.4 MSF Tipe Brine Recirculation	12
Gambar 2.5 Tahapan Proses pada Multi Stage Flash Sekali Lewat.....	13
Gambar 2.6 Susunan Evaporator pada Unit SWD	14
Gambar 2.7 Diagram Alir Single Effect Evaporator.....	15
Gambar 2.8 Diagram Alir Forward Multi Effect Evaporator	16
Gambar 2.9 Diagram Alir Backward Feed Triple Effect Evaporator	17
Gambar 2.10 Diagram Alir Parallel Multi Effect Evaporator.....	17
Gambar 2.11 Brine Heater	20
Gambar 2.12 Sistem Vakum	20
Gambar 2.13 Flow Diagram Unit Desalinasi 24 Tingkat	23
Gambar 2.14 Efek Temperatur Operasi dan GOR	25
Gambar 2.15 Dampak Nilai Resistan Akibat Fouling Pada Sisi Dalam Tube Terhadap Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan	26
Gambar 2.16 Pengaruh ΔT Terhadap Performa Unit Desalinasi	26
Gambar 2.17 Efek Jumlah Tingkat Terhadap GOR dan Nilai Laju Aliran Optimal	27
Gambar 3.1 T-S Diagram Tiap Stage Evaporator.....	33
Gambar 3.2 Diagram Alir Neraca Masa dan Energi Unit Desalinasi	35
Gambar 3.3 Aliran Masuk Air Umpan Pada Evaporator dan Brine Heater.....	36
Gambar 3.4 Faktor Koreksi Untuk Peralatan Perpindahan Panas Shell dan Tube Dengan Aliran <i>Cross Flow</i>	37
Gambar 3.5 Gambar 3.5 Grafik ϵ -NTU tiap stage evaporator	41
Gambar 3.6 Diagram Alir Neraca Masa dan Energi Pada Brine Heater.....	45
Gambar 3.7 Diagram Alir Neraca Masa dan Energi Pada Evaporator	46
Gambar 3.8 Diagram Alir Neraca Masa dan Energi Pada Sistem Vakum.....	47

Gambar 4.1 Nilai Rd Aktual Terhadap Nilai Rd Desain Pada Brine Heater	60
Gambar 4.2 Grafik Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan U_o dan U_i Tiap Stage	87
Gambar 4.3 Grafik Fouling Faktor Tiap Stage Evaporator	88
Gambar 4.4 Sirkulasi Kondensat sebagai campuran uap pemanas pada Brine Heater	89
Gambar 4.5 Grafik Laju Kondensasi pada tiap stage evaporator berdasarkan data operasi.....	91
Gambar 4.6 Grafik Produk distilat berdasarkan perhitungan data operasi.....	94
Gambar 4.7 Dampak Pembersihan Tube terhadap Fouling Faktor	97

DAFTAR TABEL

Tabel 4.1 Waktu Pengambilan Data Operasi Aktual	53
Tabel 4.2 Koefisien Perpindahan panas keseluruhan (U), Koefisien Perpindahan panas (h) dan Fouling Faktor (Rd) pada Brine Heater Berdasarkan Data Operasi Aktual.....	59
Tabel 4.3 Hasil Perhitungan NTU, Koefisien perpindahan panas keseluruhan dan Fouling Faktor tiap stage berdasarkan Data Desain	66
Tabel 4.4 Laju Kondensasi Tiap Stage Evaporator Berdasarkan Data Desain	69
Tabel 4.5 Laju Kondensasi tiap Stage Berdasarkan Data operasi Aktual (Data Pertama).....	90
Tabel 4.6 Data Produk Distilat dan GOR Berdasarkan Pengukuran dan Perhitungan	91
Tabel 4.7 Neraca masa dan energi unit desalinasi MSF sekali lewat berdasarkan data desain	92
Tabel 4.8 Neraca masa dan energi unit desalinasi MSF sekali lewat berdasarkan data operasi aktual data pertama.....	92

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1. Latar belakang

Kilang minyak di Indonesia dibangun dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan Bahan Bakar Minyak (BBM) dan Non Bahan Bakar Minyak (NBBM) dalam negeri, disamping itu juga bertujuan untuk memacu pertumbuhan industri yang dapat meningkatkan perekonomian dan pembangunan di Indonesia.

Untuk memenuhi kebutuhan air di kilang minyak, seperti air untuk proses, pendingin, pemadam kebakaran, pencucian, pelarut dan sebagainya, perusahaan membuat unit pengolahan air salah satunya adalah dengan membangun unit desalinasi dengan air laut sebagai bahan bakunya yang kemudian diolah sesuai dengan tingkat kebutuhan dan persyaratan-persyaratan yang telah ditentukan seperti ; pH, conductivity, turbidity, kandungan garam-garam mineral dan gas-gas terlarut dalam air .

Air laut dipilih sebagai bahan baku karena sumber air yang lain memiliki banyak kelemahan seperti :

- Jarak cukup jauh.
- Pada musim kemarau debit air turun secara drastis.
- Investasi yang cukup besar karena harus menyediakan unit tersendiri berikut fasilitasnya.

Pada umumnya kilang beroperasi 24 jam sehari selama 2 tahun non stop (jadwal Turn Around / Plant Stop untuk pengecekan dan perbaikan setiap 2 tahun sekali), maka pasokan air untuk kebutuhan kilang, tidak boleh terhenti sama sekali selama proses operasi.

Kilang minyak merupakan aset vital nasional yang harus dijaga termasuk dari sisi pengoperasian yang dituntut beroperasi terus menerus sampai batas waktu perbaikan yang telah direncanakan. Selain kehandalan peralatan, faktor efisiensi peralatan juga merupakan faktor yang sangat penting karena dapat mempengaruhi kenaikan biaya operasi yang berimbas pada kelancaran operasi. Beroperasinya suatu peralatan akan diiringi dengan penurunan efisiensi kerja dan umur dari

peralatan tersebut. Agar peralatan dapat beroperasi sesuai dengan rencana desain maka perlu adanya kontrol ataupun monitoring terhadap peralatan tersebut sehingga dapat dilakukan pencegahan sedini mungkin terhadap masalah masalah yang timbul akibat pengoperasian.

Kebutuhan BBM yang terus meningkat menyebabkan produksi BBM juga terus bertambah. Untuk meningkatkan kapasitas produksi biasanya dilakukan dengan cara menambah jumlah peralatan produksi. Penambahan Jumlah peralatan produksi tentunya harus diimbangi dengan peningkatan kapasitas sarana pendukung yang salah satunya adalah unit utilities dimana unit desalinasi termasuk didalamnya yang fungsi utamanya adalah untuk memenuhi kebutuhan air umpan (*feed water*) boiler bertekanan tinggi . Penambahan peralatan desalinasi dilakukan ketika upaya peningkatan efisiensi ataupun optimasi peralatan telah dilakukan. Untuk mengoptimalkan efisiensi ataupun melakukan modifikasi sebelumnya perlu dilakukan kajian atau penelitian terhadap performa peralatan agar tujuan menciptakan kilang yang handal dan ekonomis dapat tercapai. Dari hal tersebut akan dilaksanakan penelitian terhadap salah satu unit desalinasi yang ada di kilang terkait dengan performa peralatan dan konsumsi energi yang digunakan selama pengoperasian.

Evaluasi pada peralatan yang akan dilakukan terfokus pada peralatan perpindahan panas yang dipengaruhi oleh tekanan, dan temperatur proses. Keandalan equipment terutama yang berhubungan dengan peralatan perpindahan panas dalam suatu plant yang vital adalah hal yang mutlak, sehingga dituntut untuk dapat melakukan preventif maintenace dan pengoperasian yang sesuai agar life time dari equipment juga terjaga (Li Zi Zhang dkk,2016).

Desalinasi plant yang akan di analisa adalah desalinasi dengan Multi Effect Evaporator (MEE) 24 tahap dengan metode Multi Stage Flash (MSF) sekali lewat dengan menggunakan uap tekanan rendah bertemperatur 210°C yang diproduksi oleh boiler berbahan bakar minyak dan gas. Teknologi Multi Stage Flash (MSF) banyak digunakan di dunia industri . Desain desalinasi plant disesuaikan dengan kondisi lingkungan dan iklim, karena desain plant yang tidak tepat dapat mempengaruhi efisiensi Energi , Exergi dan biaya produksi dari sistem (Shihe Zou dkk,2015)

Peralatan utama yang akan dievaluasi di unit desalinasi adalah peralatan perpindahan panas seperti : *Evaporator* dan *Brine Heater*. Penelitian terhadap evaporator telah dilakukan dengan metode eksperimen (Joaquin Navaro Esbri dkk,2013) yang meneliti Evaporator jenis *Shell and tube* dengan fluida kerja R1234YF dan R134a dengan menggunakan metode *Effectiveness NTU Methode* untuk memprediksi tekanan evaporasi dan temperatur keluar fluida kerja maupun metode integrasi (Prasahant Sharan dkk,2016).

Evaluasi terhadap performa MSF sekali lewat juga telah dilakukan oleh Hasan Baig dkk,2010 dimana variabel operasi dari Brine Heater dievaluasi dan dianalisa untuk mengetahui dampak fouling yang terjadi pada brine heater . Salah satu variabel operasi pada brine heater adalah temperatur fluida keluar. Penelitian terhadap dampak kenaikan temperatur fluida keluar terhadap performa dan desain MSF sekali lewat telah dilakukan oleh Yagnaseni Roy dkk ,2017.

Proses pemurnian air di kilang ini dilakukan dengan mempergunakan 8 unit *Sea Water Desalination* untuk menghasilkan air distillate yang akan dipakai sebagai air umpan ketel uap, air minum dan *jacket water*.

Untuk Unit SWD memiliki peralatan utama , yaitu:

1. EVAPORATOR CONDENSER :

Untuk menguapkan feed water dan mengkondensasikan uap tersebut menjadi product water (distillate water).

2. BRINE HEATER :

Untuk memanaskan feed water sampai mencapai titik didihnya sebelum masuk ke Evaporator Chamber Stage 1 .

3. VACUUM SYSTEM :

Untuk memvacuumkan evaporator kondensor dengan tujuan agar tetap terjadi penguapan walau pada temperatur rendah.

4. CHEMICAL INJECTION PUMP :

Untuk meng-injeksikan bahan kimia Anti Scale & Anti Foam ke Feed Water untuk mencegah terjadinya scale dan foaming pada saat proses berlangsung.

5. BRINE BLOW DOWN PUMP :

Memompakan brine water dari stage terakhir dikembalikan lagi ke laut setelah proses evaporasi di SWD

6. **PRODUCT PUMP / DISTILATE PUMP :**

Berfungsi memompakan product water dari product tray stage 24 untuk proses Softening di unit Softener.

7. **CONDENSATE PUMP :**

Berfungsi untuk memompakan kondensat dari *Brine Heater* setelah memanaskan feed water sebelum masuk evaporator chamber stage 1

Penelitian akan dilakukan pada salah satu unit desalinasi dengan kapasitas 90 ton/jam. Observasi dan studi lapangan akan dilakukan dalam pelaksanaan penelitian. Sea water desalination (SWD) pada proses penguapannya menggunakan media pemanas uap air pada suhu tinggi. Banyaknya uap yang digunakan pada peralatan SWD merupakan salah satu faktor yang menentukan nilai Gained Output Ratio (GOR) yang menjadi indikator performa sebuah SWD dimana GOR merupakan perbandingan jumlah distilat yang dihasilkan dibandingkan dengan jumlah uap yang digunakan. Dari hal tersebut terlihat keterkaitan antara penggunaan uap sebagai sumber energi pada unit SWD dan distilat yang merupakan produk dari unit SWD dengan biaya operasi. Hubungan antara besarnya energi yang dibutuhkan dengan biaya operasi desalinasi air laut juga dibahas oleh A.Piacentino dkk,2010.

1.2 Rumusan masalah

Unit Instalasi *Sea Water Desalination* (SWD) merupakan bagian dari unit pembangkit listrik yang dibangun dengan tujuan utama adalah untuk memasok kebutuhan energi seluruh bagian kilang minyak. Ketersediaan energi listrik terutama untuk kebutuhan operasi kilang minyak yang tidak boleh terganggu menyebabkan peralatan pada unit pembangkitan Listrik termasuk SWD harus memiliki kehandalan yang tinggi. Salah satu faktor yang mempengaruhi kehandalan adalah performa peralatan dimana efisiensi peralatan menurun dengan cepat sehingga frekuensi stop menjadi sering karena harus dilakukan pembersihan pipa pipa dari kotoran yang menyumbat aliran air umpan . Yang menarik dalam hal ini adalah kondisi operasi saat ini dimana Gained Output Ratio (GOR) ataupun

produk distilat yang dihasilkan dibawah kapasitasnya dengan nilai GOR antara 6,0 sampai dengan 7,0 dari nilai GOR desain yang mencapai 7,7. Berawal dari permasalahan tersebut maka timbul pertanyaan yang diajukan dalam penelitian ini yaitu :

1. Berapakah efisiensi aktual dari peralatan SWD?
2. Apakah penyebab kondisi aktual saat ini?
3. Apakah masih memungkinkan untuk optimasi dengan acuan data desain peralatan?

1.3 Tujuan dan manfaat penelitian

Tujuan dari penulisan ini adalah untuk mengetahui unjuk kerja aktual unit desalinasi di salah satu kilang minyak di Indonesia dengan cara menghitung kemampuan penyerapan panas oleh peralatan penukar panas utama yaitu *Condenser / Evaporator* maupun *brine heater* berdasarkan data desain dan data operasi untuk kemudian membandingkan hasil perhitungan dan dianalisa agar penyebab kerugian dapat diketahui. Dari hasil analisa performa ini diharapkan dapat dilakukan usaha optimasi untuk mendapatkan jumlah produk distillate dan performance ratio yang tertinggi dengan mutu produk yang memenuhi persyaratan sehingga menjadi plant yang ekonomis sehingga dapat menguntungkan perusahaan.

1.4 Batasan masalah

Masalah yang dibahas dalam tulisan ini dibatasi dalam perhitungan dan pembahasan terkait energi dalam upaya untuk mengetahui unjuk kerja dari unit desalinasi sebagai bahan evaluasi. Dalam perhitungan yang akan dilakukan dibatasi oleh :

1. Kapasitas maksimal dari peralatan berdasarkan data desain peralatan.
2. Air laut yang menjadi bahan baku sudah sesuai dengan syarat air umpan sesuai dengan spesifikasi desain .
3. Kualitas ataupun kondisi uap seperti tekanan dan temperatur yang menjadi sumber panas sudah memenuhi syarat operasi sesuai dengan spesifikasi desain peralatan desalinasi.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 2

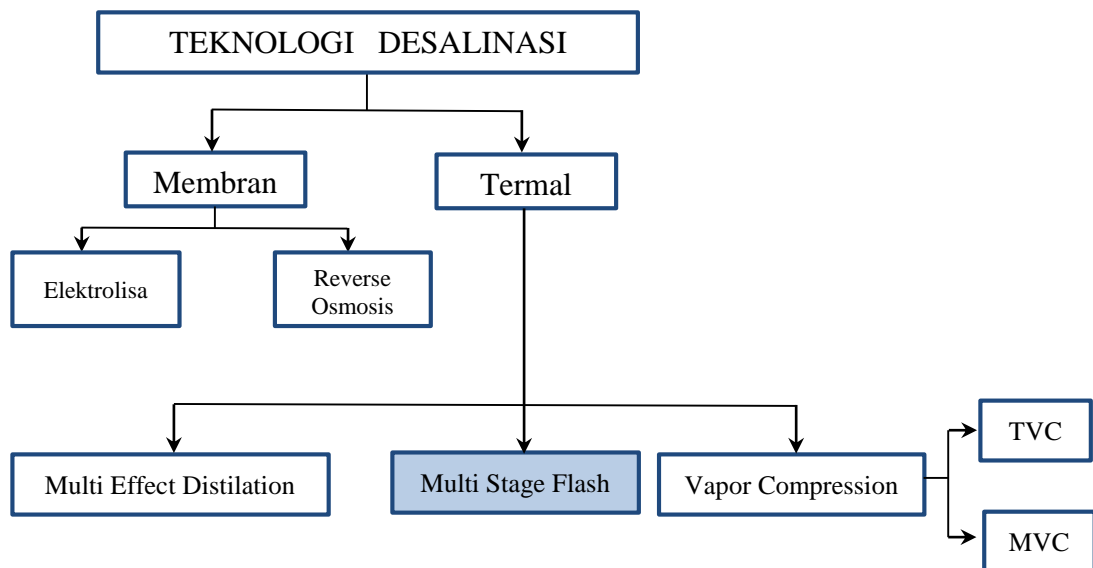
TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Desalinasi

Proses Desalinasi adalah proses pengambilan garam dari larutan yang kadar garamnya tinggi, misalnya air laut atau air payau. Proses ini dilakukan untuk mendapatkan air tawar yang kemudian dipakai untuk berbagai macam kebutuhan. Kadar garam ini sering disebut dengan salinitas yang dapat digolongkan menjadi 3 yaitu:

- Salinitas rendah 1.000 – 2.000 ppm
- Salinitas menengah 2.000-10.000 ppm
- Salinitas tinggi 10.000 ppm atau lebih

2.2 Klasifikasi Proses Desalinasi



Gambar 2.1 Klasifikasi proses desalinasi

2.2.1 Proses Elektrolisa

Elektrolisa adalah proses elektro kimia dimana adanya arus listrik akan terjadi proses kimiawi garam-garam didalam air membentuk ion positif dari logam dan ion negatif dari sisa asam. Ion positif akan menuju kutub negatif dari elektroda

dan ion negatif akan menuju kutub positif dari elektroda, sehingga garam-garam akan dipisahkan dari air.

Efektifitas dari proses elektrolisa tergantung dari :

- Tingkat kelarutan garam didalam air
- Beda potensial dari elektroda
- Macam garam terlarut (kadar dan komposisinya)
- Macam elektroda
- Periode pembersihan (khususnya elektroda)

2.2.2 Osmosa (*Reverse Osmosa*)

Reverse Osmosa adalah pemisahan garam-garam yang ada dalam air laut dengan melewati melalui membran yang dapat di tembus (permeable membran) atau penyaring yang merupakan media yang porous.

Peristiwa osmosa berdasarkan adanya perbedaan tekanan osmosa antara air dan bahan-bahan lain yang terlarut. Air laut yang mengandung garam-garam yang terlarut dilewatkan melalui membran; karena tekanan osmosa air, maka air akan menembus membran dan terpisah dari garam-garam

2.2.3 Difusi

Difusi pada dasarnya sama dengan osmosa hanya pada difusi prosesnya berdasarkan merembesnya suatu larutan yang berkonsentrasi lebih rendah ke larutan yang berkonsentrasi tinggi. Proses ini jarang digunakan karena sulit untuk memproduksi banyak dan biayanya relatif lebih mahal.

2.2.4 Ion Exchange

Ion Exchange adalah pemisahan garam-garam didalam air laut dengan jalan pertukaran ion, sehingga garam-garam yang terlarut berubah menjadi garam lain, asam, atau dinetralkan dan air. Didalam proses Ion Exchange setelah terbentuk garam-garam harus diikuti mekanisme pemisahan dan regenerasi resin yang digunakan, sehingga biayanya mahal.

2.2.5 Adsorpsi

Adalah peristiwa penyerapan suatu bahan oleh bahan yang terjadi pada permukaan saja. Keberhasilan proses jenis ini banyak ditentukan oleh daya adhesi dari kedua bahan tersebut. Garam-garam yang terlarut didalam air dapat diadsorpsi oleh adsorben tertentu sehingga dapat terpisah dari air. Adsorben kemudian dapat diregenerasi kembali.

2.2.6 Ekstraksi

Adalah suatu proses melarutkan bahan kedalam bahan lain yang dapat berfungsi sebagai pelarut. Dalam pemisahan suatu campuran zat A dan B dipilih suatu pelarut yang dapat melarutkan salah satu zat tersebut tetapi tidak dapat melarutkan zat yang lain (dapat melarutkan zat A tetapi tidak dapat melarutkan zat B).

2.2.7 Pembekuan

Proses pemisahan ini bekerja berdasarkan perbedaan titik beku. Proses ini dilakukan dengan jalan menurunkan temperatur air sampai pada titik beku masing-masing komponennya. Air laut yang terdiri dari air dan garam-garam serta bahan-bahan lain yang terlarut yang mempunyai titik beku yang berbeda. Dalam proses pembekuan pada umumnya garam-garam dan bahan-bahan terlarut lainnya mempunyai titik beku lebih tinggi, sehingga akan membeku lebih dahulu dan dapat dipisahkan dari air.

2.2.8 Distilasi

Distilasi merupakan pemisahan dari larutan berdasarkan perbedaan titik didih. Dua proses utama didalam distilasi:

1. Pemanasan (dengan tujuan menguapkan)
2. Pendinginan (dengan tujuan mengembunkan)

Didalam operasi distilasi: jika air dipanaskan pada tekanan 1 atm, maka akan mendidih pada 100°C , sedangkan daya larut garam-garam pada kondisi ini akan meningkat. Berdasarkan perbedaan titik didih ini apabila air laut di uapkan, air akan menguap terlebih dahulu. Apabila air yang terbentuk di embunkan maka akan didapatkan air tawar yang terbebas dari garam-garam.

Penguapan dilakukan pada suatu peralatan yang disebut *Evaporator* dan pendinginan untuk menghasilkan kondensat dilakukan pada kondensor. Jika proses distilasi air laut ini dilakukan pada tekanan dibawah tekan atmosfer maka air akan lebih cepat menguap dan titik didihnya kurang dari 100^0 C .

Karena Temperatur penguapanya lebih rendah, maka panas yang dibutuhkan untuk menaikkan Temperatur air umpan akan lebih sedikit.

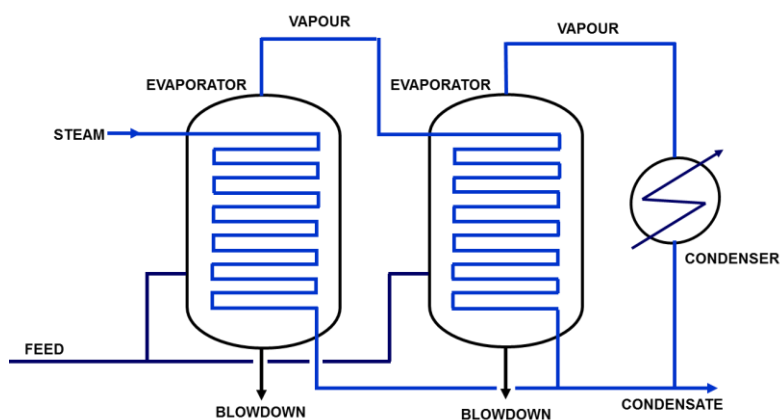
Ada 3 (tiga) metode Proses Distilasi:

- *Multi Effect* (ME) : Proses distilasi bertahap
- *Vapour Compression* (VC) : Proses dengan tekanan
- *Multi Stage Flash* (MSF) : Proses berdasarkan *flash evaporation*

2.2.8.1 Multi Effect (ME)

Metode multi effect berlangsung dalam beberapa tahap penguapan, yang diatur secara seri. Dari effect pertama yang berTemperatur lebih tinggi dan effec selanjutnya yang bertemperatur lebih rendah.

Hanya pada efect penguapan pertama yang menggunakan pemanasan yang berupa uap air bertekanan lebih rendah (LP Steam) sedangkan pada efect selanjutnya penguapan terjadi karena pemanasan oleh uap hasil penguapan sebelumnya. Penguapan terjadi secara bertahap sesuai dengan jumlah effect. Tiap effect evaporator tekananya diturunkan sampai dibawah tekanan uap jenuh pada Temperatur brine, dan evaporator yang berTemperatur paling rendah dihubungkan dengan kondensor dan system vacuum.



Gambar 2.2 Multiple Effect Evaporator (Chemical Engineers Hand Book. 5th ed. Mc Graw Hill Book Company. New York)

Jumlah tingkat atau jumlah effect yang dibutuhkan disesuaikan dengan kebutuhan jumlah produk.

2.2.8.2 Vapour Compression

Merupakan proses Distilasi dengan pengaturan tekanan pada kondisi adiabatik. Gas yang ditekan secara adiabatik akan mengakibatkan kenaikan Temperatur dan terjadi pengembunan pada Temperatur tinggi, dan uap yang dihasilkan untuk pemanasan ulang pada evaporator yang sama.

2.2.8.3 Multi Stage Flash (MSF)

Proses Distilasi Multi Stage Flash (MSF) bekerja berdasarkan fenomena flash evaporation, yaitu air umpan yang dipanaskan dimasukan kedalam vessel yang bertekanan rendah, sehingga sebagian dari air yang terkandung dalam air umpan akan mendidih dan menguapkan air umpan, kemudian menurunkan temperatur air umpan.

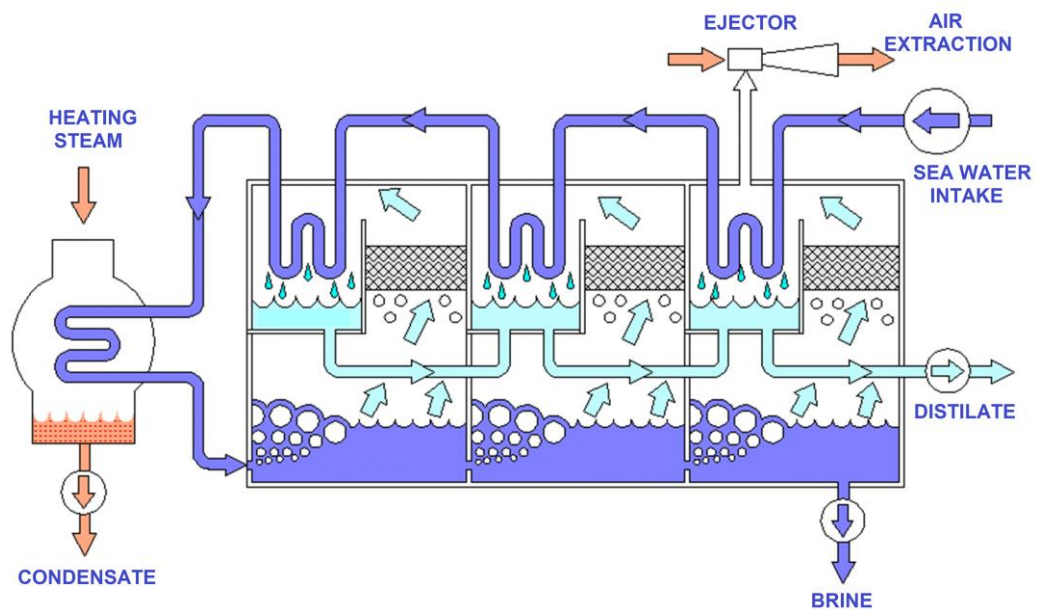
Pemanasan awal terjadi karena adanya energi dari uapnya sendiri sehingga dalam proses hanya diperlukan energi panas yang sedikit.

Pemanasan terjadi pada kondisi tekanan vakum yang berdampak pada kecepatan pembentukan produk dan biaya operasi yang lebih kecil.

Ada 2 (dua) macam Multi Stage Flash (MSF) Evaporator yaitu:

2.2.8.3.1 Once Through atau sekali lewat.

Pada jenis ini air umpan hanya mengalami satu kali aliran atau sekali lewat di dalam Multi Stage Flash evaporator. Pada Gambar 2.3 , Sebuah evaporator terdiri dari beberapa tingkat atau tahapan berturut-turut dimana pada setiap tahapan terjadi penurunan tekanan dan temperatur dari tahap pertama (panas) ke tahap terakhir (dingin) . Air laut mengalir melalui tabung penukar panas atau *heat exchanger* di mana dihangatkan dengan kondensasi dari uap yang dihasilkan dalam setiap tahap . Suhunya meningkat dari suhu laut menjadi suhu masuk pemanasan *brine*. Air laut kemudian mengalir melalui pemanas *brine* di mana ia menerima panas yang diperlukan untuk proses (umumnya dengan kondensasi uap). Pada saluran keluar pemanas *brine*, ketika memasuki sel pertama, air laut lebih panas dibandingkan dengan suhu dan tekanan pada tahap 1 . Akibat pelepasan panas secara cepat (*flash*) dan untuk mencapai

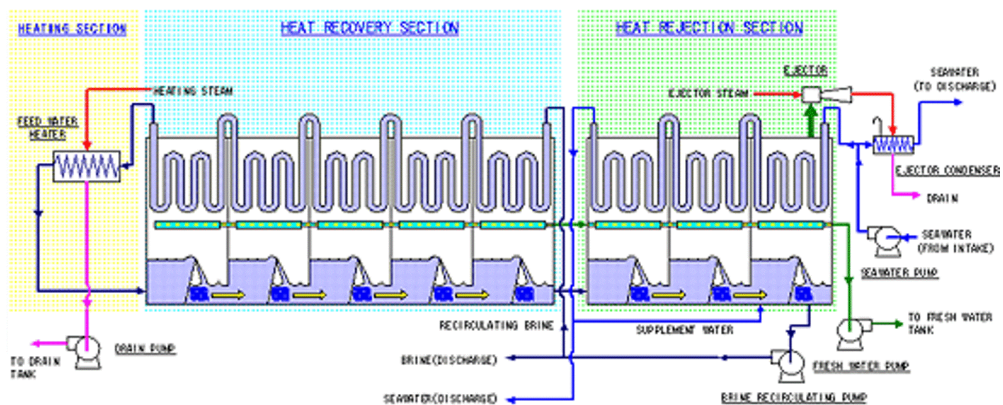


Gambar 2.3 MSF tipe sekali lewat (www.rist.or.jp)

kesetimbangan maka terjadi penguapan. Uap yang dihasilkan dikondensasikan menjadi air tawar pada *tubular exchanger* di bagian atas *stage* . Proses ini berlangsung lagi ketika air dimasukkan ke tahap berikutnya, dan sampai tahapan terakhir dan terdingin. Air tawar yang terakumulasi merupakan produk distilat yang diekstrak dari tahap paling dingin. Akibat proses perpindahan panas pada brine heater maka uap yang menjadi sumber panas utama akan terkondensasi dan kondensat yang dihasilkan biasanya digunakan kembali untuk air umpan boiler.

2.2.8.3.2 Brine Recirculation

Proses pertukaran panas maupun proses penguapan yang terjadi pada setiap tahap sama dengan MSF sekali lewat. Hanya saja pada tipe ini sebagian air umpan mengalami sirkulasi setelah di uapkan pada suatu *stage*. Tujuan dari sirkulasi ini adalah untuk memanfaatkan energi yang terkandung pada air umpan untuk memanasi air umpan yang baru masuk seperti terlihat pada gambar 2.4. Kapasitas produksi MSF tipe ini jauh lebih besar jika dibandingkan dengan MSF sekali lewat.



Gambar 2.4 MSF tipe Brine Recirculation (www.sasakura.co.jp)

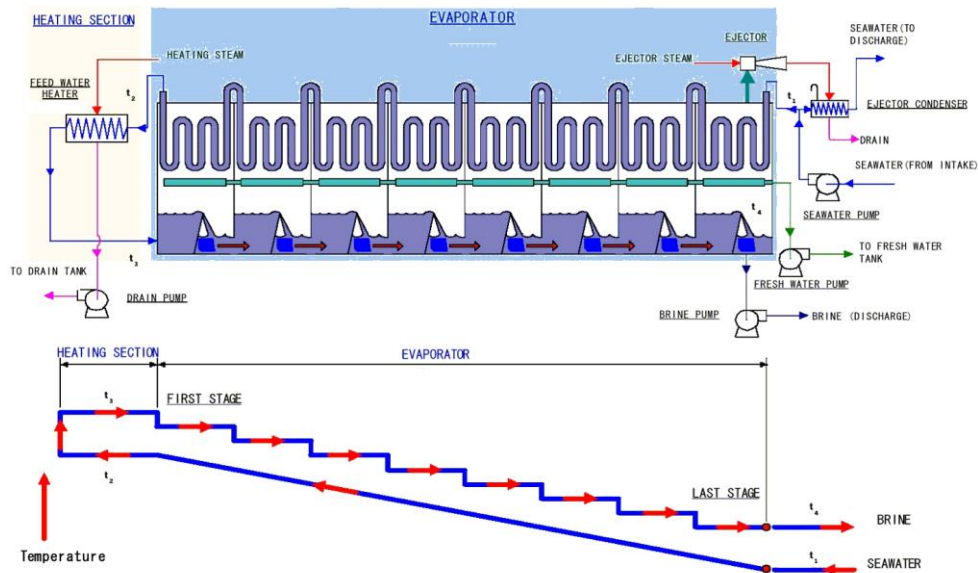
Pada penelitian ini yang akan ditinjau lebih lanjut adalah unit desalinasi dengan type MSF sekali lewat yang terdapat di area utilities salah satu kilang di Indonesia. MSF ini menghasilkan air distilat 8% sampai 12 % dari air umpan yang berasal dari air laut. Multi Stage Flash dirancang menyesuaikan dengan kondisi lingkungan , iklim dan kebutuhan ataupun kapasitas karena desain yang kurang sesuai dapat mempengaruhi efisiensi energi,exergi dan biaya produksi (Shihe Zou dkk, 2015).

Unit Desalinasi ini pada dasarnya terdiri dari *evaporator condenser*, dan *brine heater*. *Evaporator condenser* yang digunakan adalah type *multi stage flash evaporator*, yang sesuai dengan prinsip kerjanya, yaitu uap bisa dihasilkan dari cairan yang berada pada titik didih, pertama dengan penambahan panas dan kedua dengan mengurangi tekanan (*flashing*).

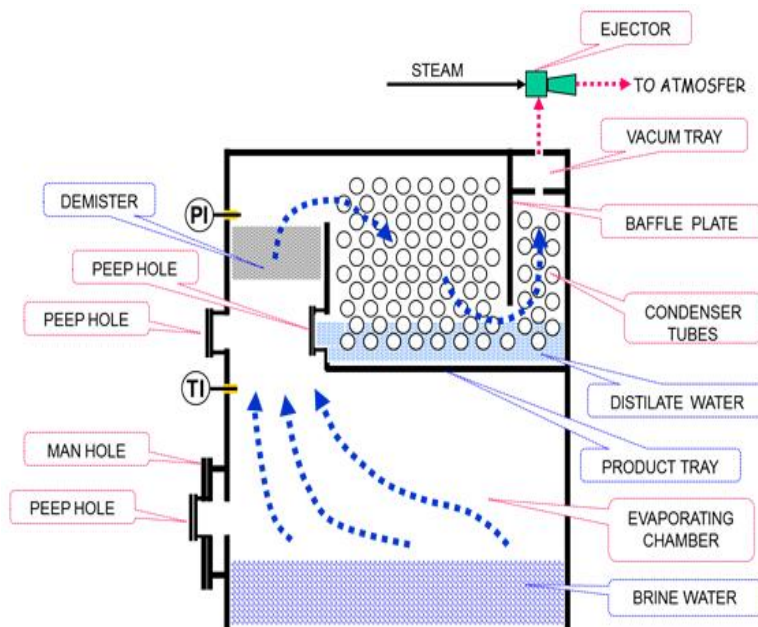
Proses *Multi Stage Flash* menggunakan konsep yang kedua yaitu mengurangi tekanan. Jika air dan uap diruangan tertutup dalam kondisi kesetimbangan, maka terdapat hubungan antara temperatur dan tekanan cairan dan uap. Air dapat dibuat menjadi mendidih dengan cara menurunkan tekanan yang sama efektifnya dengan menaikkan temperatur. Saat tekanan diturunkan, temperatur penguapan juga ikut turun.

Sejumlah energi yang disimpan pada air (pada titik didih) dapat turun dengan pengurangan tekanan. Pengurangan ini berpengaruh pada panas sensibel cairan yang diperlukan untuk memproduksi sejumlah uap. Ketika tekanan menurun, terbentuk uap dari seluruh masa cairan. Air selanjutnya akan terus-menerus

menguap sampai mencapai kesetimbangan dengan uap, pada tekanan tertentu. Temperatur operasi pada stage selanjutnya dibawah temperatur operasi selanjutnya seperti terlihat pada gambar 2.5 .



a. Temperatur pada setiap tahapan proses di MSF sekali lewat



b. Gambar potongan pada tahapan proses di MSF sekali lewat

Gambar 2.5: Tahapan proses pada Multi Stage Flash sekali lewat (Manual Book Volume I of 90 m³/hr Desalination Plant)

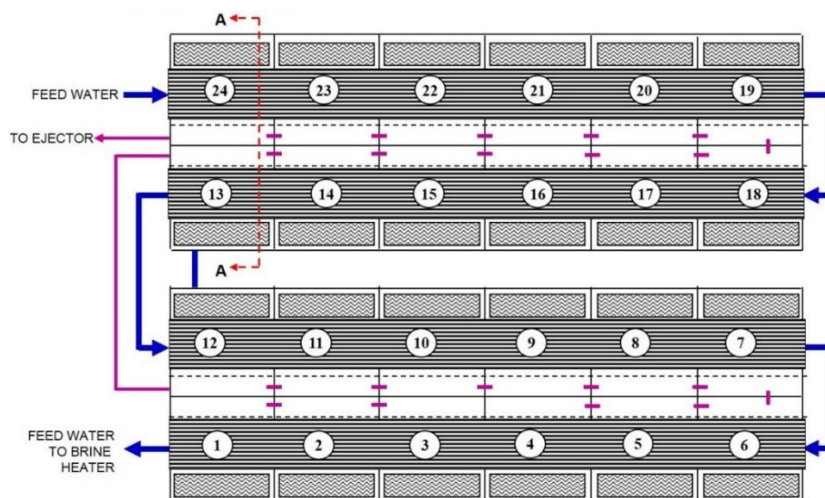
2.3 Peralatan Pada Unit Desalinasi Air Laut

Unit Desalinasi Air Umpan terdiri dari peralatan – peralatan yang satu sama lain saling menunjang untuk dapat menghasilkan produk air distillate yang memenuhi persyaratan baik dari segi jumlah maupun kualitasnya. Adapun peralatan tersebut adalah:

1. Evaporator
2. Kondensor
3. Brine Heater
4. Vakum sistem
5. Desuperheater
6. Pompa dan perpipaan

2.3.1 Evaporator

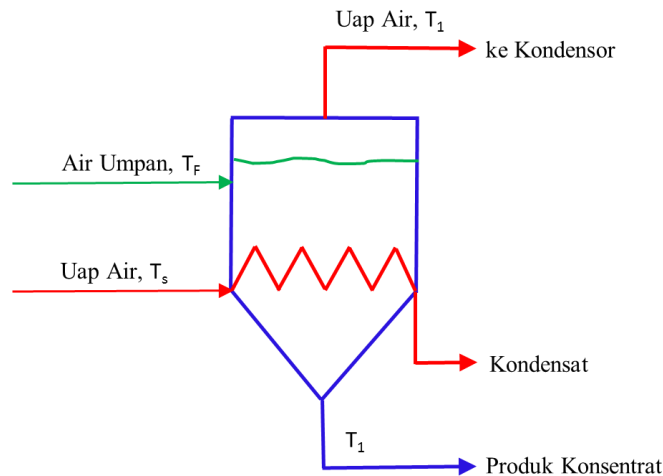
Merupakan peralatan utama dalam unit desalinasi, didalam evaporator terjadi proses penguapan dan pengembunan. Evaporator dari unit SWD ini merupakan satu unit yang terdiri dari 2 bagian yang tersusun seri, dimana setiap bagian terdiri dari 12 tingkat (*stage*) seperti ditunjukkan gambar 2.6. Air umpan yang telah dipanaskan pada brine heater mengalami evaporasi (penguapan) didalam evaporator, uap air akan di saring di deminster dimana pengaliran dari *stage* 1 sampai *stage* 24 berdasarkan perbedaan tekanan pada masing-masing *stage*.



Gambar 2.6 Susunan Evaporator pada unit SWD
(Manual Book Volume I of 90 m³/hr Desalination Plant)

Ada 4 Metode Operasi Evaporator yaitu:

1. Single-effect evaporators



Gambar 2.7 Diagram alir Single-effect Evaporator (Chemical Engineers Hand Book. 5th ed. Mc Graw Hill Book Company. New York)

Pada jenis ini air umpan masuk pada T_F searah dengan arah masuk uap jenuh (saturated steam) pada temperatur T_s yang masuk di bagian evaporator chamber, steam yang terkondensasi keluar sebagai kondensat. Larutan didalam evaporator diasumsikan bercampur secara homogeny sehingga, konsentrat produk dan larutan didalam evaporator memiliki komposisi yang sama. Temperatur T_1 adalah titik didih larutan dan temperatur penguapan, karena fase uap berada dalam kesetimbangan dengan mendidihnya larutan.

Tekanannya adalah P_1 , yang merupakan tekanan uap (vapor pressure) larutan pada T_1 . Konsep Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan digunakan didalam perhitungan laju perpindahan panas didalam sebuah evaporator.

Persamaan umum dapat ditulis

$$q = U A \Delta T = U A (T_s - T_1)$$

dimana:

q adalah laju perpindahan panas dalam watt (w),

U adalah koefisien perpindahan panas keseluruhan atau overall heat transfer coefficient dalam $W/m^2 \cdot K$

A adalah luas area perpindahan panas didalam m^2 ,

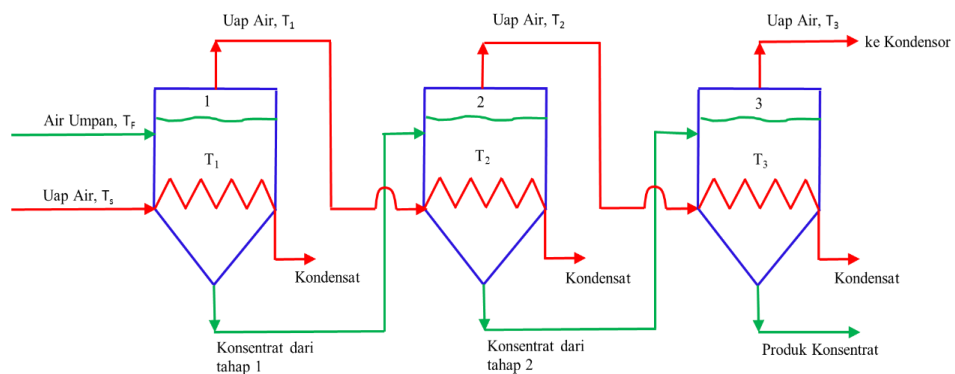
T_s adalah Temperatur steam yang terkondensasi dalam satuan K atau $^{\circ}F$,

T_1 adalah titik didih cairan dalam satuan K atau $^{\circ}F$

Single-effect evaporator sering digunakan saat kapasitas operasi yang diperlukan relative kecil dan biaya relative murah dibandingkan dengan biaya multi effect evaporator. Namun, untuk operasi kapasitas besar, menggunakan Multi effect akan lebih ekonomis

2. Forward-feed multiple-effect evaporators

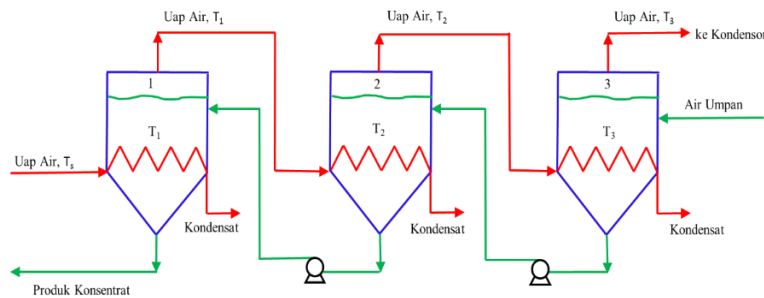
Sebuah single-effect evaporator seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.7 menunjukkan masih adanya energi yang dibuang dimana panas yang dimiliki dari uap yang keluar tidak dimanfaatkan tetapi dibuang. Pada multiple effect evaporator Banyaknya panas yang keluar tersebut dapat dimanfaatkan dan digunakan kembali. Diagram sederhana sebuah system forward-feed multiple-effect evaporation seperti ditunjukkan pada gambar 2.8.



Gambar 2.8 Diagram Alir forward multi-effect evaporator. (Chemical Engineers Hand Book. 5th ed. Mc Graw Hill Book Company. New York)

3. Backward-feed multiple-effect evaporators

Metode umpan balik atau backward feed ini memiliki keuntungan saat air umpan yang baru masuk dan masih dingin mendapatkan pemanasan awal sehingga proses penguapan akan lebih cepat terjadi pada tingkat berikutnya. Pada backward-feed multiple-effect evaporator terlihat aliran air umpan berlawanan dengan aliran uap pemanas seperti ditunjukkan pada gambar 2.9.

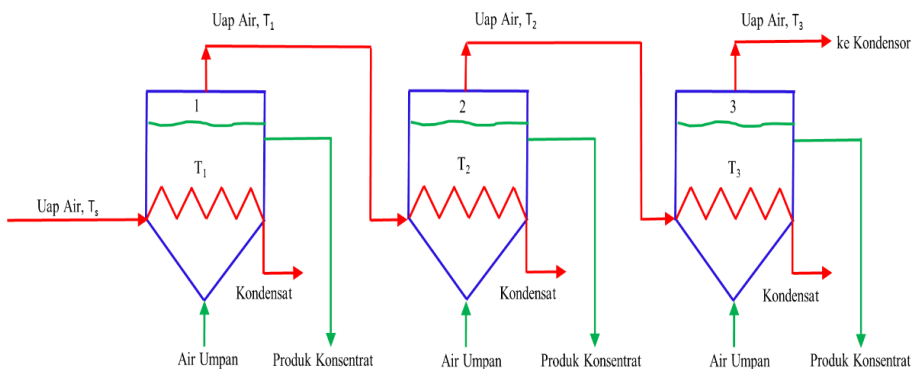


Gambar 2.9 Diagram alir backward-feed triple-effect evaporator.

(Chemical Engineers Hand Book. 5th ed. Mc Graw Hill Book Company. New York)

4. Parallel-feed multiple-effect evaporators

Pada parallel-feed multiple-effect evaporators air umpan masuk pada setiap tingkat seperti ditunjukkan gambar 2.10



Gambar 2.10 Diagram alir parallel Multi-effect evaporator. (Chemical Engineers Hand Book. 5th ed. Mc Graw Hill Book Company. New York)

Umpan parallel atau Parallel-feed di multiple-effect evaporators melibatkan penambahan umpan segar dan penarikan produk yang memiliki konsentrat dari tiap effect. Uap dari tiap bagian evaporator yang memiliki effect masih digunakan untuk memanaskan penguapan lanjutan, metode ini digunakan terutama saat umpan hampir jenuh dan produknya adalah padatan kristal.

2.3.1.1 Demister

Merupakan saringan yang terbuat dari anyaman kawat-kawat stainless steel yang berfungsi untuk menyaring/menahan butiran-butiran air maupun kotoran yang terikut pada uap air di dalam ruang penguapan.

2.3.1.2 Condensate Tray (talang air)

Talang air berada didalam ruang penguapan diantara tube-tube ondensor dan blow down. Fungsi dari talang untuk menampung air distilat/produk mulai dari stage 1 sampai stage 24.

2.3.1.3 Pintu Penyekat

Pintu ini merupakan suatu penyekat permanen yang memisahkan stage-stage dalam ruang penguapan. Pintu ini mempunyai lubang yang berada dibagian atas dan bawah, namun ukuranya cukup kecil dan berguna untuk menghubungkan antara stage yang satu dengan yang lain untuk mendapatkan kondisi vakum. Disamping itu pintu penyekat juga berfungsi sebagai penyangga tube-tube kondensor yang membujur.

2.3.1.4 Impegment Baffle

Adalah pelat memanjang sepanjang unit ruang penguapan dan berhubungan disemua tempat, terletak ditengah-tengah bagian dalam dari unit ruang penguapan. Impegment baffle ini berfungsi untuk menyekat/membagi tiap-tiap bagian menjadi dua aliran sehingga memisahkan antara *stage* dengan posisi membujur sepanjang bagian karena setiap bagian terdiri dari 12 stage.

2.3.1.5 *Man Hole* (lubang laluan orang)

Lubang lalu orang ini berada pada tiap-tiap *stage*, pada bagian samping bawah. fungsi dari lubang ini ialah pintu masuk orang kedalam ruang evaporator dalam rangka:

- Melakukan inspeksi
- Penggantian deminster
- Cleaning
- Over haul dan lain-lainnya

2.3.1.6 *Sight Glass* (Kaca intip)

Setiap stage dilengkapi dengan kaca intip, yaitu satu berada tepat ditengah-tengah man hole yang berfungsi untuk melihat level blow down dan satu lagi berada diatas man hole yang berfungsi untuk melihat level didalam talang produk.

2.3.2 *Condenser*

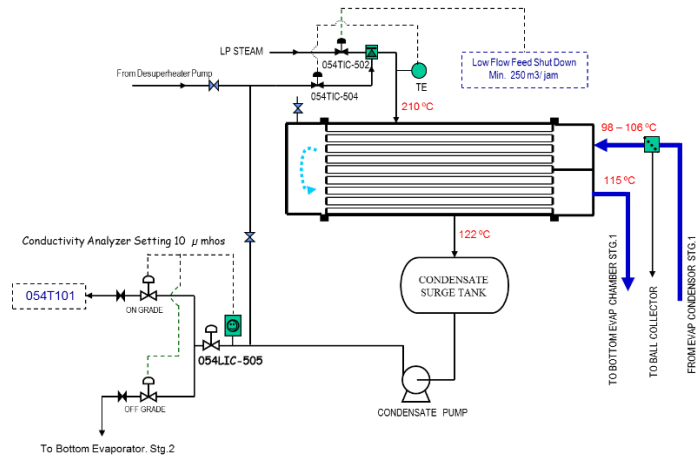
Peralatan ini dipergunakan untuk kondensasi uap yang terbentuk. Air kondensat terkumpul dalam product tray untuk kemudian di pompakan ke tangki penampung. Kondensor dilengkapi dengan alat pemvakuman berupa steam jet ejector dengan media pendingin air umpan.

Kondensor menjadi satu dengan evaporator karena feed dijadikan pendingin uap yang terbentuk, yang disebut *Condensor evaporator*.

2.3.3 *Brine Heater*

Berfungsi untuk memanaskan air umpan sebagai feed dengan mempergunakan LP Steam sebagai media pemanas. Uap yang terbentuk akan dipisahkan pada evaporator, dan larutan pekat dengan konsentrasi garam yang tinggi dibuang melalui blow down.

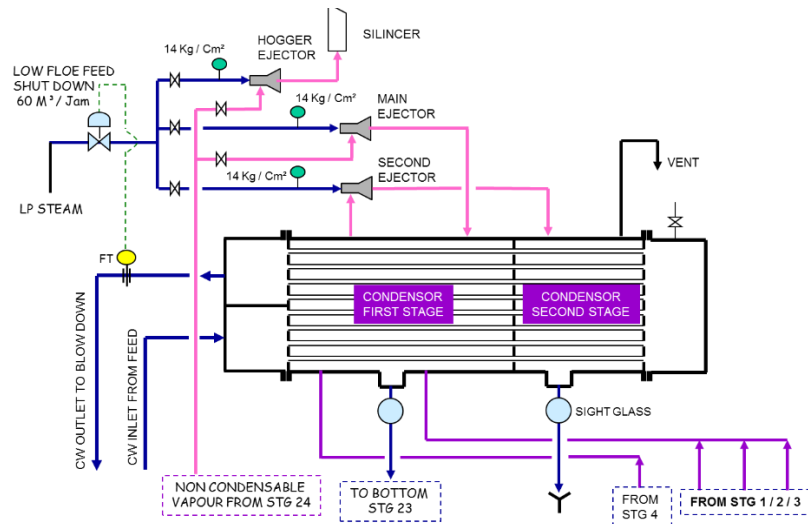
Sedangkan air kondensat dari LP Steam ditampung dalam Surge Drum dan kemudian ditarik dengan pompa untuk ditampung kembali kedalam tangki air umpan ketel dan sebagian dipergunakan sebagai dipergunakan sebagai desuper heater pada unit SWD itu sendiri . Brine Heater yang digunakan pada unti desalinasi dapat dilihat pada gambar 2.11.



Gambar 2.11 Brine Heater (Manual Book Volume I of 90 m³/hr Desalination Plant)

2.3.4 Sistem Vakum

Sistem vakum pada unit desalinasi ini berperan untuk membuat kondisi vakum pada bagian evaporator kondensor dengan tujuan agar proses penguapan pada evaporator dapat terjadi pada temperatur yang rendah. Sistem vakum yang digunakan pada unit desalinasi ini dapat dilihat seperti yang ditunjukkan oleh gambar 2.12



Gambar 2.12 Sistem Vakum (Manual Book Volume I of 90 m³/hr Desalination Plant)

2.3.5 Desuperheater

Alat ini berfungsi untuk menurunkan temperatur steam yang akan masuk ke brine heater, bila Temperatur steam lebih tinggi dari ketentuan sehingga perlu didinginkan. Media pendingin yang digunakan adalah kondensat dari brine heater.

2.3.6 Pompa dan Perpipaan

Unit Desalinasi didukung oleh beberapa pompa yang mempunyai fungsi berbeda-beda antara lain:

1. Pompa Feed

Pompa ini berfungsi untuk memompakan air umpan (air umpan) kedalam Sea Water Desalination Unit Air yang dipompakan dilewatkan melalui strainer terlebih dahulu sebelum masuk kedalam unit SWD untuk menahan kotoran kotoran yang dapat menyumbat tube-tube yang mempunyai diameter hanya 14,22 mm.

2. Pompa injeksi bahan kimia

Berfungsi untuk memompakan bahan kimia yaitu anti foam (Melasil EO-125) dan anti scale (Scaffic SI-170) yang sudah dicampur dalam satu tangki untuk kemudian di injeksikan inlet dari Sea Water Desalination unit tersebut.

3. Pompa Kondensat

Berfungsi untuk memompakan kondensat dari LP Steam ex brine heater yang telah ditampung pada surge drum ke tangki penampungan air umpan ketel dan sebagian digunakan sebagai media pemanas pada brine heater.

4. Pompa Produk

Berfungsi untuk memompakan air produk hasil distilate menuju ketangki penimbun air umpan ketel. Posisi suction dari pompa produk berada pada stage 24.

5. Pompa Blow Down

Berfungsi untuk memompakan air sisa penguapan yang berada pada blow down, kemudian dibuang ke sewer. Posisi suction pompa ini berada pada bagian bawah dari stage 24.

2.4 Proses Air Umpan dan Aliran Air Umpan pada Unit Desalinasi

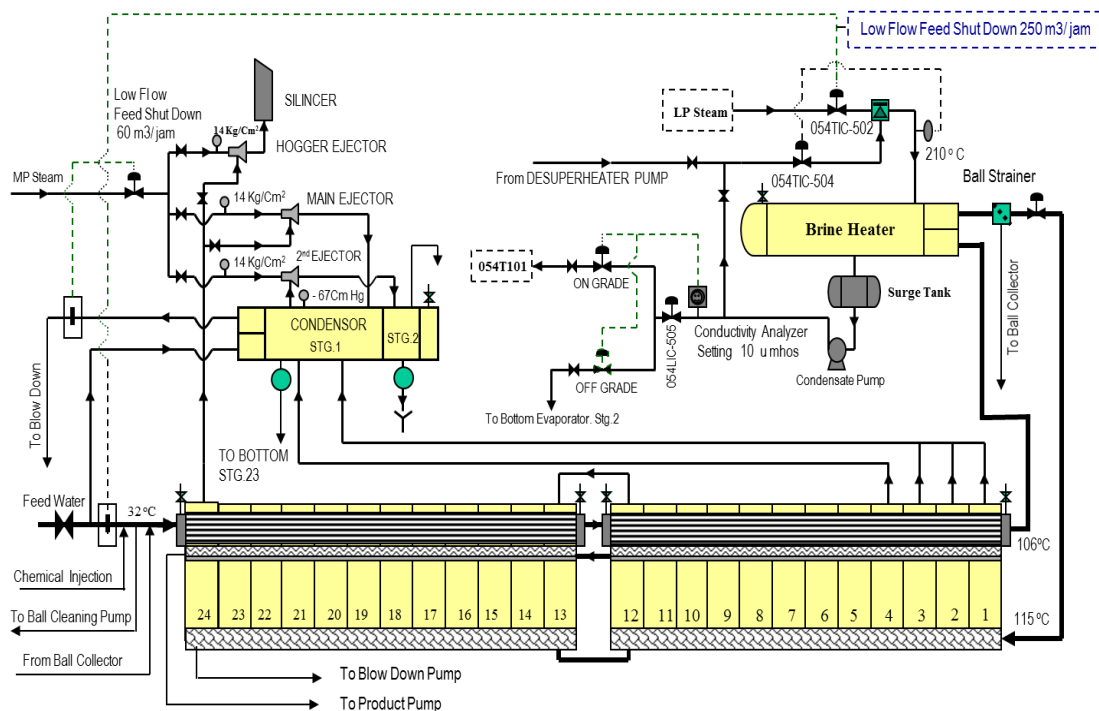
Air laut yang akan digunakan sebagai air umpan terlebih dahulu ditampung dalam tanki penampungan dengan salah satu tujuan adalah untuk mengurangi kotoran ataupun lumpur yang terlarut. Analisa ataupun pengecekan terhadap air umpan juga dilakukan secara rutin, analisa yang dilakukan adalah temperatur, *TDS* dalam ppm, pH, Alkalinitas total, kandungan kimiawi seperti klorida, sulfur, kalsium, magnesium dan silica.

Setelah dilakukan proses pengendapan pada tanki penampungan air umpan di pompa masuk kedalam unit Sea Water Desalination melalui tube-tube kondensor pada stage 24 dengan tekanan (7.0 kg/cm^2 dan temperatur sekitar 32^0 C). Pada inlet unit desalinasi air umpan diinjeksikan campuran bahan kimia anti foam dan anti scale.

Selanjutnya air umpan terus mengalir dari stage 24, 23, dan seterusnya untuk kemudian keluar pada stage 1. Selama mengalir air umpan mengalami pemanasan awal akibat bersinggungan dengan uap air pada ruang evaporasi, sehingga keluar dengan temperatur (106^0 C), kemudian masuk kedalam unit Brine Heater untuk mendapatkan pemanasan lebih lanjut.

Didalam brine heater air umpan dipanaskan dengan LP Steam yang telah diatur tekananya melalui pressure control valve menjadi $3,0 \text{ kg/cm}^2$ dengan temperatur 210^0 C sehingga temperatur air umpan yang keluar dari brine heater naik sampai 115^0 C . Air umpan selanjutnya dialirkan kedalam ruang penguapan pada stage 1. Didalam stage 1 terjadi penguapan, uap akan naik dan melewati Demister yang berfungsi untuk menahan butir-butir air, kotoran dan busa yang kemungkinan membawa garam-garam yang terlarut. Karena pendinginan pada kondensor, uap air akan mengembun dan hasil pengembunan yang disebut *distillate* yang ditampung pada talang yang tersedia dibawah kondensor. Karena perbedaan tekanan air umpan

yang belum sempat menguap pada stage 1 akan mengalir ke stage 2 melalui brine gate yang terletak pada bagian bawah dinding pemisah antara tingkat yang satu dengan yang lainnya, untuk kemudian mengalami penguapan dan pengembunan. Proses ini akan berlangsung sampai pada stage yang terakhir yaitu stage 24. Air distillate yang terbentuk pada tiap-tiap stage ditampung pada talang yang telah disediakan pada tiap stage, Karena talang dari setiap stage berhubungan maka semua distillate yang terbentuk mengalir dari stage 1 dan keluar pada stage 24 dengan temperatur sekitar 40^0 C kemudian dipompakan ketangki penampung dengan tekanan $3,5 \text{ kg/cm}^2$. Sisa air umpan yang tidak sempat diuapkan akan keluar pada stage terakhir atau stage 24 dan dibuang kembali ke laut/sungai sebagai blow down.



Gambar 2.13 Flow diagram unit desalinasi 24 tingkat (Manual Book Volume I of $90 \text{ m}^3/\text{hr}$ Desalination Plant)

Pada setiap stage evaporator divakumkan untuk memperbesar penguapan dengan cara memindahkan udara dan non condensable gas di evaporator dengan mempergunakan ejector. Sedangkan uap dan condensable gas diembunkan dalam kondensor dari vacuum system, lalu dibuang kelaut. Tekanan vacuum pada setiap

stage evaporator makin rendah seiring dengan menurunnya temperatur, sehingga produk dapat dihasilkan oleh setiap stage. Pada stage terakhir distilate water dipompa oleh pompa distilate ke Treated Water Reservoir (TWR). Kadar garam distilate water dimonitor dengan conductivity meter yang dipasang pada suction pompa produk. Jika kadar garam melebihi dari persyaratan yang telah ditentukan (off spec) maka akan dibuang secara otomatis melalui control valve yang telah disiapkan.

Syarat-syarat distilate water yang harus dipenuhi :

- *Metal Iron* : *Max 0,2 Ppm*
- *Total Cupper* : *Max 0,1 Ppm*
- *Total Dissolved* : *Max 5,0 Ppm*
- *Conductivity* : *Max 10 μ Mhos (25^o).*

Kondensat yang terbentuk pada brine heater dipompakan ke tangki penampungan air tawar seperti halnya air produk dan sebagian kecil ke desuperheater untuk mengontrol Temperatur LP Steam pada brine heater. Selain itu *Conductivity condensate* juga dimonitor.

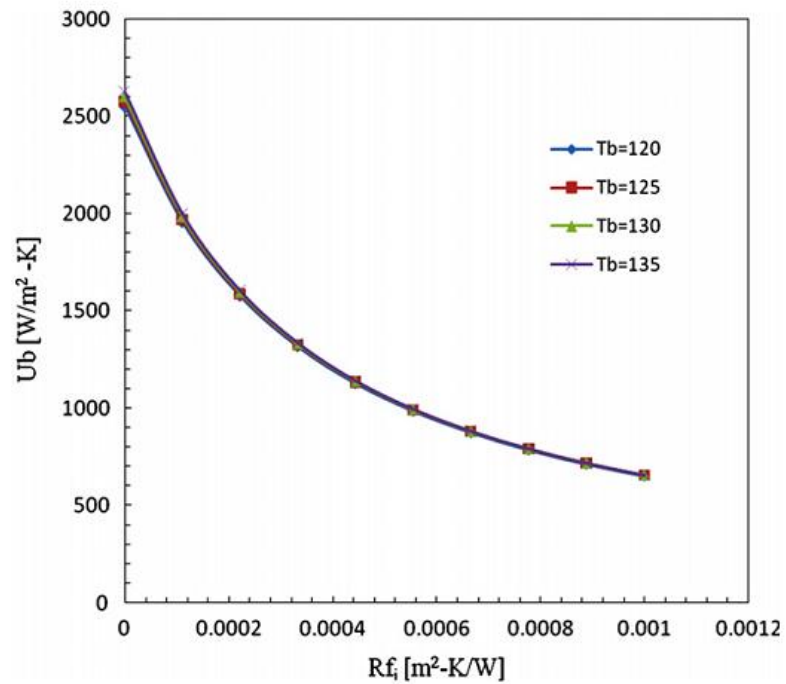
Air laut sebagai air umpan sebelum masuk kedalam *condensor / evaporator* diinjeksikan anti scale dan anti foam, masing-masing gunanya untuk mencegah terbentuknya scale (kerak) pada tube dan mencegah foaming (pembuihan). Pembentukan scale akan menurunkan kemampuan heat transfer atau efisiensi unit. Sedangkan foaming akan menyebabkan larutan bergolak dan diantaranya ada yang ikut naik bersama uap, sehingga jika ada garam yang terikut pada buih maka setelah kondensasi garam-garam yang dihasilkan akan larut dalam distillate sehingga menyebabkan konduktivitas produk naik.

2.5 Performa Unit Peralatan Desalinasi Multistage Flash Desalination

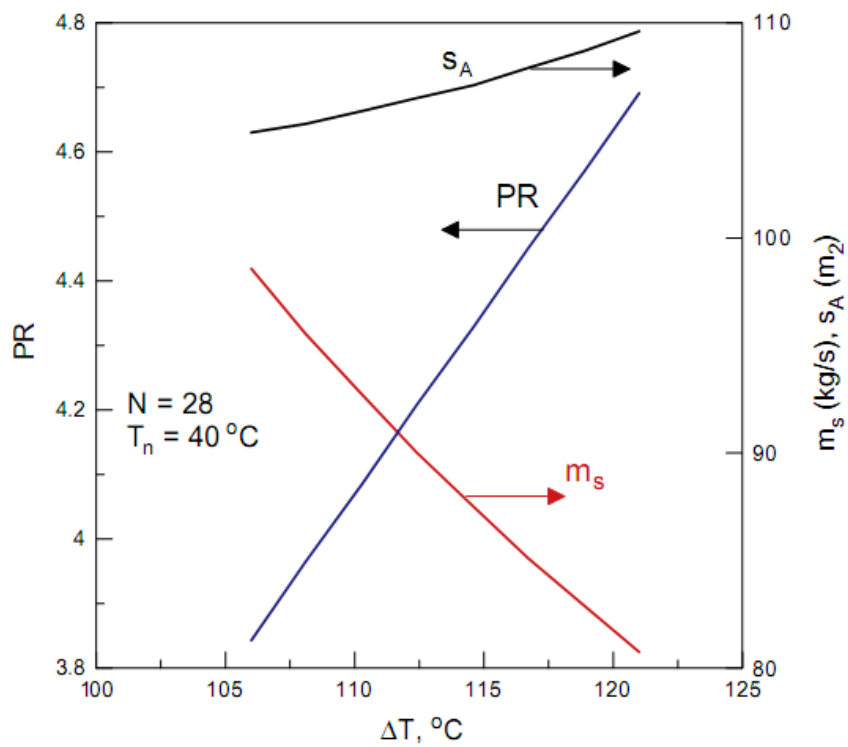
Performa unit desalinasi banyak dipengaruhi oleh performa peralatan yang terintegrasi didalamnya maupun parameter operasinya. Faktor yang dapat dijadikan indikasi performa pada unit desalinasi pada umumnya adalah Gained OutputRatio (GOR) yang merupakan perbandingan antara Jumlah produk air distilat yang dihasilkan terhadap jumlah uap pemanas yang diberikan. Semakin besar nilai GOR maka efisiensi peralatan makin tinggi sehingga lebih hemat energi.

Figure 10 is a scatter plot showing the gained output ratio (GOR) versus evaporation temperature [°C] for a two-stage cascade refrigeration cycle. The plot includes data points for three different condensing temperatures (10 °C, 15 °C, and 20 °C) and a linear regression line. The GOR increases with evaporation temperature, ranging from approximately 4.5 to 5.9. The condensing temperature of 10 °C (marked with x) generally yields the highest GOR, while 20 °C (marked with triangle) yields the lowest. The regression line is labeled with operating conditions: $P=0.85 \text{ MPa}$, $\Gamma=300 \text{ L}\cdot(\text{m}\cdot\text{h})^{-1}$, $\Delta t=6 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Efisiensi peralatan perpindahan cenderung turun selama peralatan beroperasi, salah satu penyebab turunnya efisiensi perpindahan panas adalah akibat terbentuknya timbunan kotoran (fouling) pada tube bagian dalam maupun sisi luar. Dampak timbulnya timbunan kotoran ini terhadap performa unit desalinasi MSF telah diteliti oleh Hasan Baig dkk, 2010 dimana mereka melakukan investigasi ini pada tube di Brine Heater yang menunjukkan hasil jika resistansi akibat penumpukan kotoran pada tube meningkat sehingga area perpindahan panas bertambah besar maka akan menyebabkan koefisien perpindahan panas keseluruhan (U) menjadi turun seperti ditunjukkan pada gambar 2.15. Turunnya koefisien perpindahan panas keseluruhan (U) ini juga ditandai dengan turunnya temperatur fluida keluaran dari brine heater (ΔT turun). Dampak dari ΔT turun dapat dilihat pada gambar 2.16.

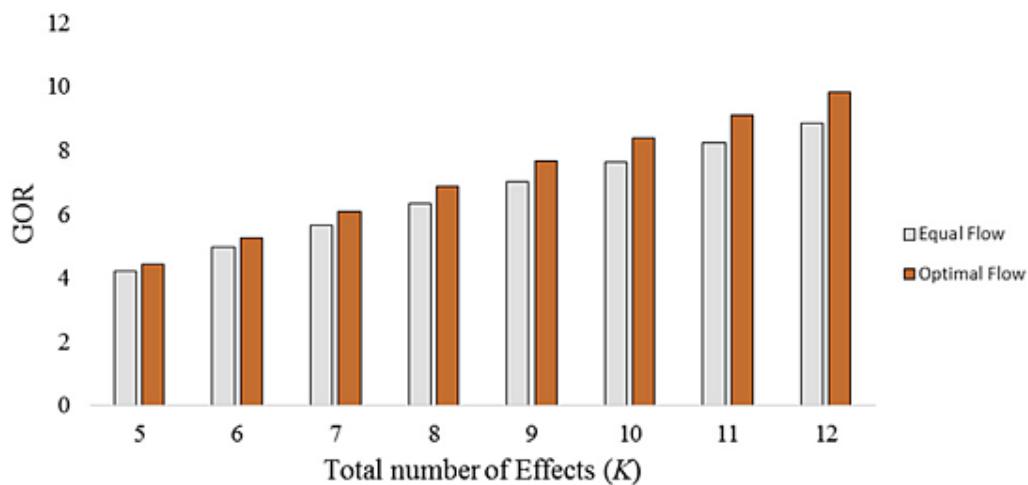


Gambar 2.15 Dampak besarnya resisten akibat fouling pada sisi dalam tube terhadap koefisien perpindahan panas keseluruhan (Hasan Baig dkk, 2010)



Gambar 2.16 Pengaruh ΔT terhadap performa unit desalinasi (Hasan Baig dkk, 2010)

Dari segi desain salah satu faktor desain yang dapat mempengaruhi GOR adalah banyaknya tingkat atau efek dari unit desalinasi , semakin banyak tingkat pada unit desalinasi maka semakin tinggi nilai GOR (Prashan Sharant dkk,2016) , pada penelitian ini juga dihasilkan jumlah laju aliran yang optimal untuk nilai GOR pada setiap tingkat seperti ditunjukkan pada gambar 2.17 .



Gambar 2.17 Efek Jumlah tingkat terhadap GOR dan nilai laju aliran optimal (Prashan Sharant dkk,2016)

Mengacu dari penelitian-penelitian yang telah dilakukan dalam upaya mengetahui performa aktual dari unit desalinasi maka pada penelitian ini akan dilakukan investigasi terhadap salah satu unit desalinasi yang ada dikilang minyak untuk mengetahui permasalahan yang ada saat ini dimana kapasitas desain dengan laju umpan $770 \text{ m}^3/\text{jam}$ sulit tercapai.

BAB 3

METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Kerangka Berpikir

Analisa Energi didasarkan pada perhitungan-perhitungan neraca masa dan energi yang berasal dari semua komponen aliran massa dan panas dalam sistem. Studi analisa performa ini secara umum akan digunakan untuk mengevaluasi kinerja unit desalinasi dengan tujuan dapat mengetahui faktor faktor yang membuat performa unit SWD tidak sesuai desain.

3.2 Tahapan-Tahapan Analisa Energi

Untuk memperoleh hasil evaluasi yang baik maka harus disiapkan semua data dukung yang diperlukan. garis besar tahapan yang akan dilakukan yaitu :

1. Studi literatur merupakan pembelajaran dan perbandingan mengenai materi yang berkaitan dengan penelitian peralatan proses desalinasi yang didapat dari buku, jurnal, artikel, media elektronik, buku laporan dan teori yang ada.
2. Mengumpulkan data-data desain unit SWD
3. Mengumpulkan data kondisi operasi unit SWD
4. Perhitungan neraca masa dan energi serta perhitungan parameter pendukung lainnya berdasarkan data desain dan data operasi di unit SWD
5. Menganalisa berdasarkan hasil perhitungan data desain dan data operasi untuk mengetahui penyebab gangguan performa.

Hasil dari perhitungan menggunakan analisa energi dapat dimanfaatkan untuk mengidentifikasi peluang-peluang untuk memaksimalkan peningkatan proses / efisiensi.

3.3 Data Desain

Data desain pada penelitian ini merupakan data unit peralatan desalinasi air laut yang terkait dengan proses perpindahan panas pada brine heater dan evaporator seperti spesifikasi tube, data fluida kerja maupun parameter operasi.

3.3.1 Brine Heater

- Type : Shell and Tube
- Bahan tube : Titanium
- Bahan tube sheet : Titanium
- jumlah tube (N) : 1356
- Diameter Luar (Do) : 16 mm
- Tebal tube (t) : 0,89 mm
- Panjang Tube (L) : 4170 mm
- Heat transfer area (A) : 284,2 m²

Air Umpan

- Tekanan masuk (Pi) : 1,79 kg/cm²G
- Tekanan keluar (Po) : 1,48 kg/cm²G
- Temperatur masuk ke Brine Heater (Tco) : 106° C = 379 K
- Temperatur keluar Brine Heater (Thi) : 115° C = 388 K
- Kapasitas panas (Cp) : 4186 kJ/kg K
- Laju alir (\dot{m}) : 770.000 kg/jam

Uap Air (Tekanan Rendah)

Uap Sumber Pemanas

- Tekanan (P_{uap}) : 3 kg/cm²G
- Temperatur (T_{uap}) : 210°C
- Laju Alir (\dot{m}_{uap}) : 11590 kg/jam

Kondensat

- Tekanan (P_{cond}) : 2,5 kg/cm²G
- Temperatur (T_{cond}) : 122°C
- Laju Alir uap/kondensat (\dot{m}_{cond}) : 11590 kg/jam

Air Desuperheater

- Tekanan (P_{cond}) : 2,5 kg/cm²G
- Temperatur (T_{cond}) : 122°C
- Laju Alir uap/kondensat (\dot{m}_{cond}) : 910 kg/jam

3.3.2 Evaporator

- Jumlah module : 2
- Jumlah pass/module : 2
- Jumlah tingkat : 12 / module : Total 24
- Jumlah tube (N) : $814 \times 2 \times 2 = 3256$
- Diameter luar tube (D_o) : 16 mm
- Tebal tube (t) : 0.89 mm
- Panjang Tube/pass : 22,365 m
- Panjang Tube (L) : $22,365 \times 4 = 89,46$ m
- Bahan tube : Titanium
- Bahan tube sheet : Titanium

Air Umpan

- Tekanan masuk evaporator : 3,8 kg/cm²G
- Temperatur masuk evaporator (T_{ci}) : 32° C = 305 K

- Temperatur keluar evaporator (T_{ho}) : $40^{\circ}\text{C} = 313\text{ K}$
- Laju alir air umpan masuk Evaporator (\dot{m}) = 770.000 kg/jam
- Laju Alir air umpan masuk Ejektor kondensor = 120.000 kg/jam
- Suplai air umpan keseluruhan = 890.000 kg/jam

Air Distilat

- Tekanan (P_{dist}) : $3,5\text{ kg/cm}^2\text{G}$
- Temperatur (T_{dist}) : $39,6^{\circ}\text{C}$
- Laju Alir (\dot{m}_{dist}) : 90.000 kg/jam

3.3.3 Profil Tekanan, Temperatur dan Profil Fluida Tiap Tingkat (Stage) Evaporator

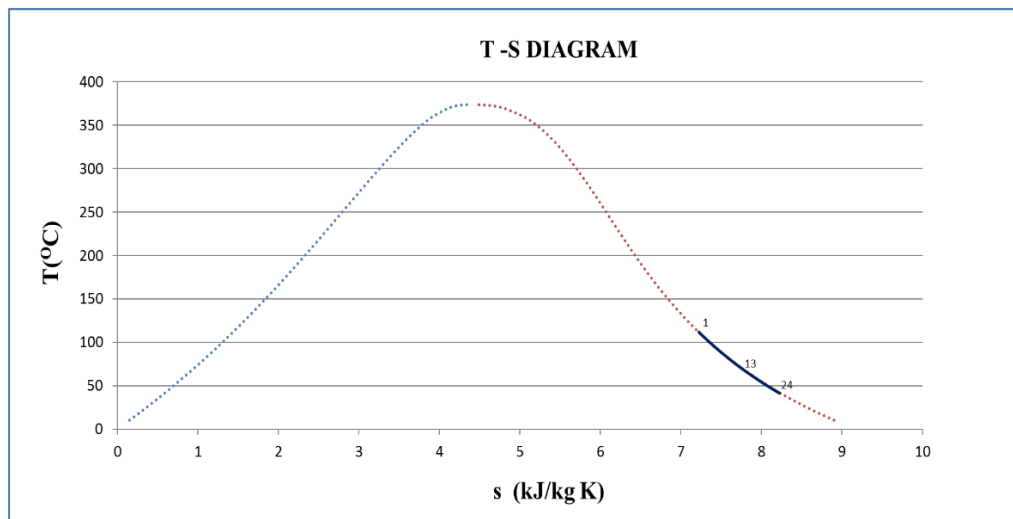
Profil Tekanan & Temperatur

STAGE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
P (kPa)	150,12	134,38	120,05	107,01	95,34	84,64	75,10	66,44	58,79	51,76	45,65	40,14
T_{sat} ($^{\circ}\text{C}$)	111,37	108,08	104,79	101,51	98,28	95,01	91,79	88,57	85,41	82,18	79,07	75,94
T ($^{\circ}\text{C}$)	111,66	108,37	105,09	101,82	98,57	95,32	92,10	88,89	85,69	82,52	79,37	76,22
s (kJ/kg K)	7,22	7,26	7,29	7,33	7,37	7,41	7,45	7,49	7,53	7,58	7,62	7,66
STAGE	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
P (kPa)	35,15	30,86	26,99	23,53	20,57	17,91	15,57	13,64	11,71	10,18	8,75	7,63
T_{sat} ($^{\circ}\text{C}$)	72,78	69,75	66,69	63,61	60,67	57,70	54,75	52,01	48,92	46,15	43,22	40,61
T ($^{\circ}\text{C}$)	73,12	70,04	66,99	63,97	60,97	58,01	55,08	52,19	49,36	46,62	43,96	41,39
s (kJ/kg K)	7,71	7,75	7,80	7,85	7,89	7,94	7,99	8,04	8,09	8,13	8,18	8,23

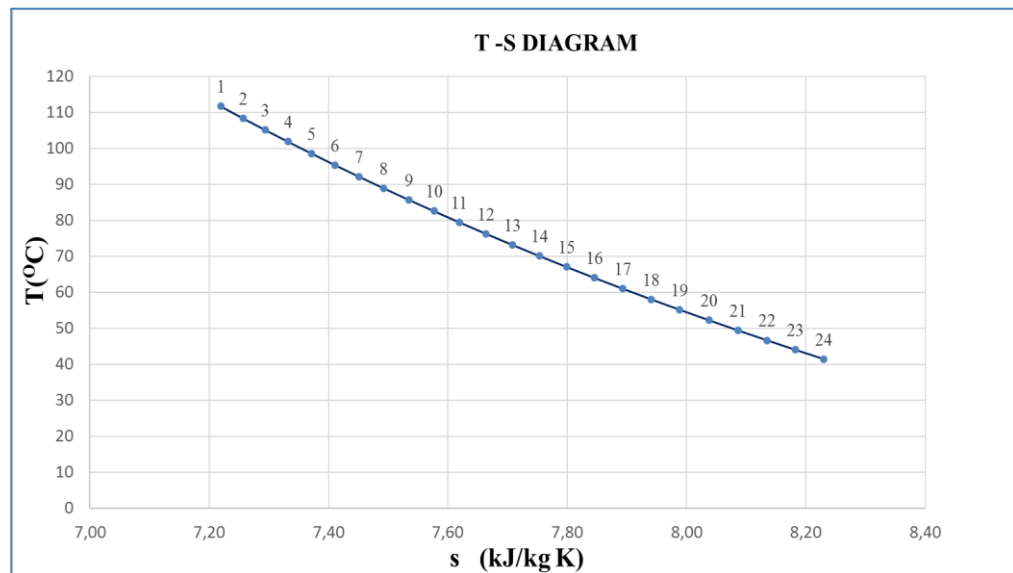
Berdasarkan profil tekanan dan temperatur tiap tingkat pada evaporator maka dapat diperoleh grafik T-S yang menggambarkan kondisi tekanan dan temperatur pada tiap tingkat evaporator seperti ditunjukkan oleh gambar 3.1.

Profil Fluida tiap stage

STAGE	T _{BRINE} °C	T _{DIST} °C	T _{FEED} °C	\dot{m}_{DIST} kg/hr	$\dot{m}_{DIST (TOTAL)}$ kg/hr	\dot{m}_{BRINE} kg/hr
1	111,66	110,50	105,96	4541,37	4541,37	749614,00
2	108,37	107,23	102,07	4417,99	8959,36	745196,54
3	105,09	103,96	98,78	4367,64	13327,01	740828,90
4	101,82	100,70	95,51	4305,05	17632,05	736523,85
5	98,57	97,46	92,24	4242,91	21874,96	732280,94
6	95,32	94,23	88,99	4181,22	26056,18	728099,73
7	92,10	91,01	85,76	4119,53	30175,71	723979,74
8	88,89	87,81	82,54	4057,84	34233,55	719921,90
9	85,69	84,63	79,34	3996,61	38230,15	715925,30
10	82,52	81,46	76,16	3934,92	42165,07	711990,84
11	79,37	78,32	72,99	3872,77	46037,84	708117,61
12	76,22	75,18	69,84	3832,40	49870,25	704285,20
13	73,12	72,09	66,73	3733,98	53604,22	700550,77
14	70,04	69,02	63,64	3675,46	57279,68	696875,77
15	66,99	65,97	60,57	3612,41	60892,10	693263,35
16	63,97	62,94	57,53	3548,91	64441,01	689713,99
17	60,97	59,94	54,52	3484,50	67925,51	686229,49
18	58,01	56,98	51,53	3419,18	71344,69	682810,76
19	55,08	54,04	48,57	3352,05	74696,74	679458,71
20	52,19	51,13	45,65	3283,10	77979,84	676175,16
21	49,36	48,27	42,77	3186,49	81166,33	672988,67
22	46,62	45,51	39,94	3064,02	84230,35	669924,65
23	43,96	42,81	37,21	2944,27	87174,62	666980,38
24	41,39	40,21	34,57	2823,61	89998,23	664156,77



(a)



(b)

Gambar 3.1 T-S diagram tiap stage evaporator

3.4 Diagram Alir

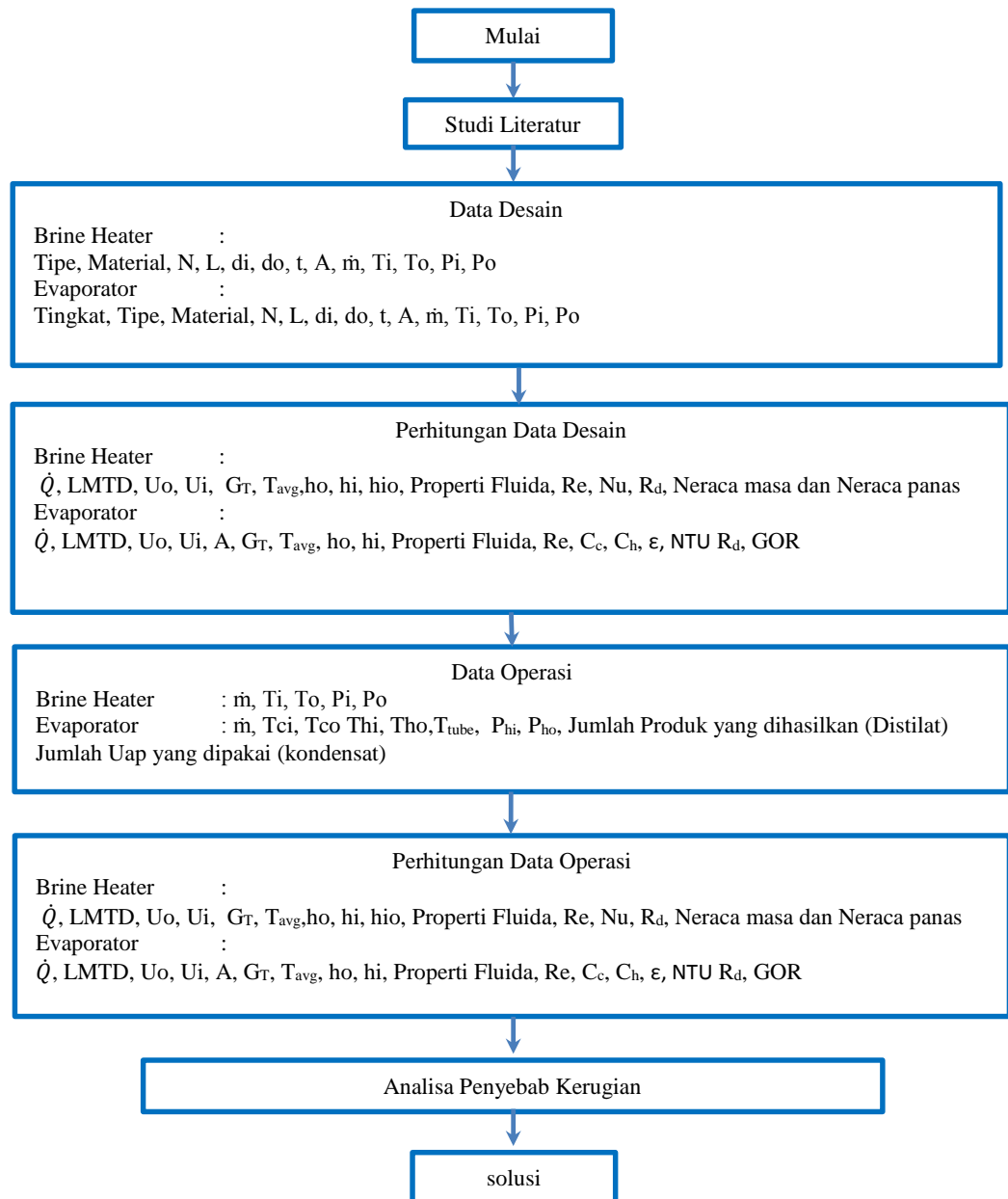
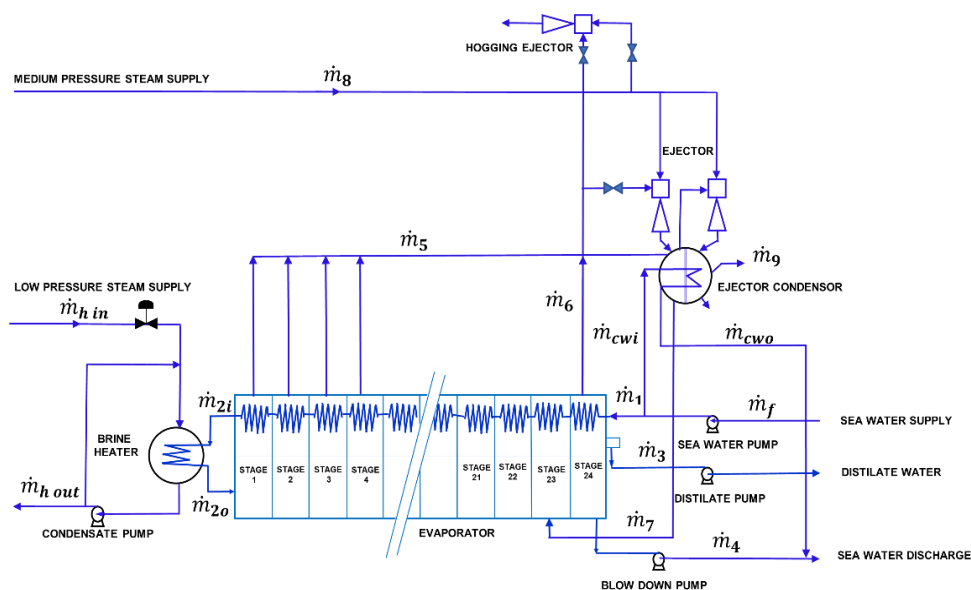


Diagram alir ini merupakan acuan perhitungan yang akan dilakukan pada penelitian ini.

3.5 Dasar Teori

Pada Umumnya *Gained Output Ratio (GOR)* merupakan indikator performa dari unit desalinasi dimana GOR merupakan nilai perbandingan antara jumlah distilat yang dihasilkan dengan jumlah uap pemanas yang digunakan. Pada penelitian ini akan dilakukan perhitungan terkait parameter-parameter yang mempengaruhi nilai GOR terutama dari sisi jumlah distilat yang dihasilkan. Perhitungan dilakukan dari sisi termodinamika dan perpindahan panas pada bagian *brine heater* yang merupakan tempat perpindahan panas antara uap dengan air umpan dingin, vakum sistem dan bagian *evaporator* dimana terjadi perpindahan panas antara air umpan panas dengan air umpan dingin. Garis besar perhitungan parameter yang dilakukan adalah:

- Koefisien perpindahan panas keseluruhan U_o dan koefisien perpindahan panas keseluruhan U_i , pada brine heater dan evaporator unit desalinasi.
- Fouling faktor
- Laju kondensasi tiap stage evaporator
- Neraca masa dan neraca energi pada sitem (brine heater, evaporator dan sistem vakum) berdasarkan diagram aliran proses gambar 3.2



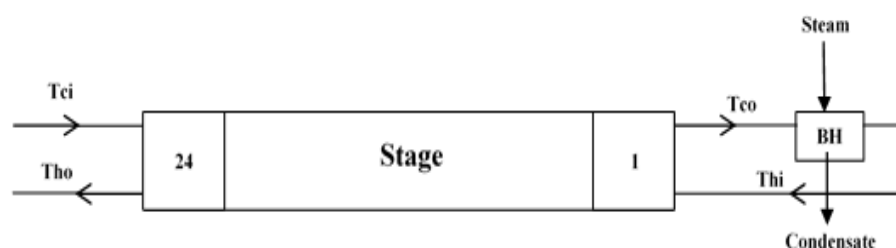
Gambar 3.2 Diagram alir neraca masa dan energi pada unit desalinasi

3.5.1 Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan sisi luar tube (U_o)

Koefisien perpindahan panas keseluruhan merupakan koefisien hambatan termal total pada proses perpindahan panas antara dua fluida, dimana besarnya nilai koefisien tersebut akan mempengaruhi laju perpindahan panas yang terjadi. Perhitungan koefisien perpindahan panas dipengaruhi oleh beberapa parameter diantaranya koefisien perpindahan panas steam, dan faktor koreksi. Koefisien perpindahan panas keseluruhan menentukan mudah atau tidaknya panas berpindah dari fluida panas ke fluida dingin dan juga menyatakan aliran panas menyeluruh sebagai gabungan proses konduksi dan konveksi. Skema aliran fluida pada evaporator ditunjukkan pada gambar 3.3

Data yang diperlukan :

- Laju alir air umpan : \dot{m} (kg/jam)
- Temperatur air umpan dingin masuk evaporator : T_{ci} (K)
- Temperatur air umpan dingin keluar evaporator ke brine heater: T_{co} (K)
- Temperatur air umpan keluar brine heater ke evaporator : T_{hi} (K)
- Temperatur air umpan keluar evaporator : T_{ho} (K)
- Kapasitas panas : C_p (kJ/kg K)



Gambar 3.3 Aliran masuk air umpan pada evaporator dan brine heater

- a) Panas yang diserap oleh air umpan dalam tube (\dot{Q})

$$\dot{Q} = \dot{m} \times C_p \times (T_{co} - T_{ci}) \text{ kJ/jam}$$

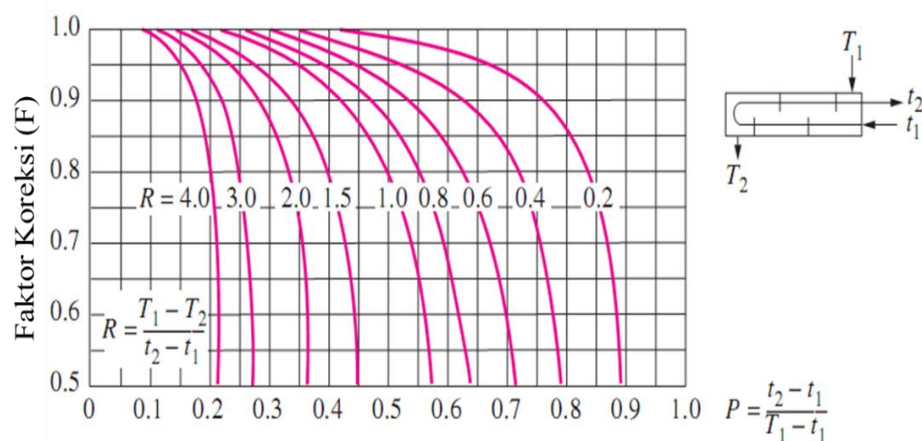
- b) *Log Mean Temperature Differential* (ΔT_{LMTD}) pada dan faktor koreksinya

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_{hi} - T_{co}) - (T_{ho} - T_{ci})}{\ln \frac{(T_{hi} - T_{co})}{(T_{ho} - T_{ci})}}$$

$$(\Delta T_{LMTD})_{CF} = F \cdot \Delta T_{LMTD}$$

Dimana faktor koreksi F untuk brine heater diperoleh dari grafik faktor koreksi untuk peralatan perpindahan panas shell dan tube dengan aliran *cross flow* seperti pada gambar 3.3 dengan terlebih dahulu menentukan nilai P dan R .

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{T_{co} - T_{ci}}{T_{hi} - T_{ci}} \quad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{T_{hi} - T_{ho}}{T_{co} - T_{ci}}$$



Gambar 3.4 Faktor koreksi untuk peralatan perpindahan panas shell dan tube dengan aliran *cross flow*

c) Luas perpindahan panas sisi luar tube (A_o)

$$A_o = N \times a_o$$

Dimana :

N :Jumlah tube

L :Panjang tube

a_o :Luas area sisi luar tiap tube

$$: \pi d_o L$$

d) Koefisien perpindahan panas keseluruhan U_o :

$$U_o = \frac{Q}{A_o \times (\Delta T_{LMTD})_{CF}}$$

3.5.2 Koefisien Perpindahan Panas Bersih Keseluruhan sisi Dalam Tube (U_i)

Koefisien perpindahan panas bersih keseluruhan (U_i) merupakan koefisien perpindahan panas keseluruhan pada bagian dalam tube.

Data yang tersedia :

- Diameter dalam pipa : d_i
- Jumlah tube : N
- Laju alir air umpan : \dot{m}

a) Flow area (a_i) : $\frac{\pi}{4} d_i^2$

b) Total flow Area (A_i) : $N \times a_i$

c) Masa velocity (G_t) : $G_t = \dot{m} / A_i$

d) Temperatur rata-rata fluida dingin (T_{avc})

$$T_{avc} = \frac{(T_{ci} + T_{co})}{2}$$

Dimana :

T_{ci} : Temperatur air umpan dingin masuk ke evaporator.

T_{co} : Temperatur air umpan dingin keluar dari evaporator.

e) Dari temperatur T_{avc} dapat diketahui dari tabel sifat-sifat fisik air .

f) *Velocity Through Tube* (V_m)

$$V_m = G_t / \rho$$

g) Nusselt Number (N_u)

$$N_u = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4}$$

h. Menghitung temperatur rata-rata fluida panas (T_{avh})

$$T_{avh} = \frac{(T_{hi} + T_{ho})}{2}$$

Dimana : T_{hi} : Temperatur fluida panas masuk ke evaporator

T_{ho} : Temperatur fluida panas keluar.

i. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho v di}{\mu}$$

j. Penurunan tekanan (Pressure drop)

$$\Delta P = f \frac{L}{d} \frac{\rho v^2}{2} \quad \text{dimana} \quad f = \frac{64}{Re}$$

3.5.3 Efektivitas dan Jumlah Transfer Unit (NTU)

NTU Merupakan parameter tak berdimensi yang nilainya menentukan performa peralatan perpindahan panas dimana metode ini digunakan untuk menghitung laju perpindahan panas pada alat penukar panas.

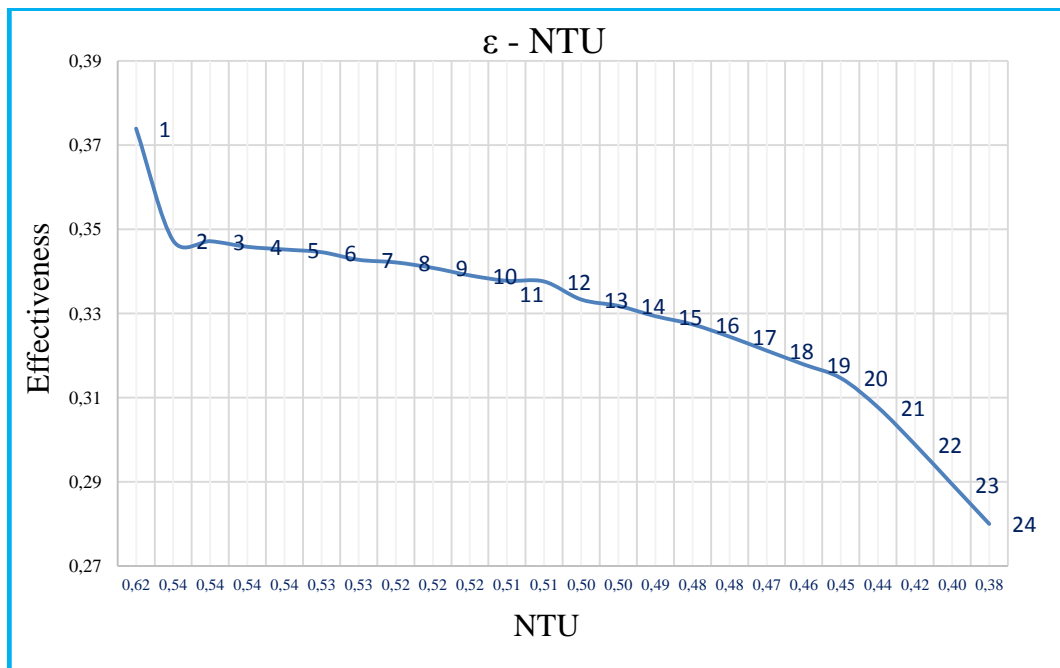
$$NTU = \frac{UA}{C_{min}}$$

Untuk aliran memotong dengan kondisi fluida satu tercampur dan lainnya terpisah nilai NTU dapat dicari dengan persamaan :

$$NTU = \frac{-\ln[c \ln[1 - \varepsilon] + 1]}{c}$$

Efektivitas (ε), adalah Ratio antara tingkat perpindahan panas yang sebenarnya dan transfer rate panas maksimum yang memungkinkan.

$$\varepsilon = \frac{\dot{Q}}{Q_{max}}$$



Gambar 3.5 Grafik ε -NTU tiap stage evaporator

Profil ϵ -NTU tiap stage Evaporator

STAGE	FLUIDA DINGIN						FLUIDA PANAS						ϵ -NTU				
	(\dot{m}_c)	Temperatur Air Umpan Dingin (T_c)			HEAT CAPACITY RATE		(\dot{m}_{hin})	P	Temperatur Air Umpan Panas (T_h)				Q_{max}	Q	$c = C_{min}/C_{max}$	Effectiveness	NTU
	kg/hr	Tci ($^{\circ}$ C)	Tco ($^{\circ}$ C)	T_{avg}	c_p (J/kg $^{\circ}$ C)	C_c (kW/ $^{\circ}$ C)	kg/hr	(kPa)	T_{hi} ($^{\circ}$ C)	T_{ho} ($^{\circ}$ C)	T_{avg}	C_h (kW/ $^{\circ}$ C)	kW	kW	$c = C_c/C_h$	$\epsilon = Q/Q_{max}$	
1	770000	104,4	107,5	106,0	4223,75	903	770000,000	150,119	113,3	110,0	111,7	841,01	7509,54	2808,06	0,931	0,374	0,615
2	770000	100,5	103,6	102,1	4218,48	902	749614,000	134,385	110,0	106,7	108,4	833,94	7897,26	2742,72	0,924	0,347	0,543
3	770000	97,3	100,3	98,8	4214,28	901	745196,542	120,046	106,7	103,4	105,1	829,09	7840,89	2722,18	0,920	0,347	0,542
4	770000	94,0	97,0	95,5	4210,33	901	740828,898	107,012	103,5	100,2	101,8	824,58	7788,61	2693,62	0,916	0,346	0,538
5	770000	90,8	93,7	92,2	4206,63	900	736523,850	95,337	100,2	96,9	98,6	818,54	7719,55	2664,81	0,910	0,345	0,535
6	770000	87,5	90,5	89,0	4203,16	899	732280,944	84,643	96,9	93,7	95,3	812,46	7650,21	2636,00	0,904	0,345	0,532
7	770000	84,3	87,2	85,8	4199,93	898	728099,727	75,101	93,7	90,5	92,1	808,97	7604,99	2606,67	0,901	0,343	0,527
8	770000	81,1	84,0	82,5	4196,93	898	723979,744	66,444	90,5	87,3	88,9	802,53	7532,08	2577,02	0,894	0,342	0,525
9	770000	77,9	80,8	79,3	4194,16	897	719921,904	58,793	87,3	84,1	85,7	797,36	7473,19	2547,12	0,889	0,341	0,521
10	770000	74,8	77,6	76,2	4191,62	897	715925,299	51,758	84,1	80,9	82,5	793,38	7423,13	2516,77	0,885	0,339	0,516
11	770000	71,6	74,4	73,0	4189,30	896	711990,836	45,650	80,9	77,8	79,4	787,65	7358,65	2485,49	0,879	0,338	0,512
12	770000	68,5	71,2	69,8	4187,19	896	708117,608	40,141	77,8	74,6	76,2	783,47	7310,26	2467,94	0,875	0,338	0,511
13	770000	65,4	68,1	66,7	4185,32	895	704285,203	35,149	74,7	71,6	73,1	779,70	7238,52	2412,74	0,871	0,333	0,500
14	770000	62,3	65,0	63,6	4183,65	895	700550,775	30,862	71,6	68,5	70,0	774,14	7180,72	2382,62	0,865	0,332	0,496
15	770000	59,3	61,9	60,6	4182,20	895	696875,767	26,991	68,5	65,5	67,0	770,28	7133,09	2349,35	0,861	0,329	0,490
16	770000	56,2	58,8	57,5	4180,95	894	693263,354	23,527	65,5	62,5	64,0	764,76	7072,02	2315,51	0,855	0,327	0,485
17	770000	53,2	55,8	54,5	4179,90	894	689713,992	20,572	62,5	59,5	61,0	761,56	7027,83	2280,46	0,852	0,324	0,478
18	770000	50,3	52,8	51,5	4179,06	894	686229,493	17,914	59,5	56,5	58,0	758,03	6988,60	2244,60	0,848	0,321	0,470
19	770000	47,3	49,8	48,6	4178,41	894	682810,765	15,571	56,5	53,6	55,1	753,89	6943,18	2207,21	0,844	0,318	0,462
20	770000	44,4	46,9	45,7	4177,96	894	679458,715	13,636	53,6	50,7	52,2	748,97	6889,88	2167,86	0,838	0,315	0,455
21	770000	41,6	43,9	42,8	4177,71	894	676175,157	11,705	50,8	47,9	49,4	746,40	6858,99	2110,67	0,835	0,308	0,440
22	770000	38,8	41,1	39,9	4177,64	894	672988,668	10,176	48,0	45,2	46,6	741,58	6810,14	2035,23	0,830	0,299	0,421
23	770000	36,1	38,3	37,2	4177,76	894	669924,650	8,749	45,3	42,6	44,0	738,62	6777,05	1961,44	0,827	0,289	0,402
24	770000	33,5	35,6	34,6	4178,05	894	666980,380	7,630	42,7	40,1	41,4	734,79	6735,29	1885,95	0,822	0,280	0,383

3.5.4 Fouling Factor (Rd)

Fouling faktor merupakan angka yang menunjukkan tingkat hambatan akibat adanya kotoran yang terbawa fluida yang mengalir. Fouling adalah peristiwa terakumulasinya padatan pada permukaan heat exchanger yang kontak langsung dengan fluida kerja, termasuk juga pada permukaan heat transfer. Contoh dari fouling seperti pengendapan, pengerakan, korosi, polimerisasi dan proses biologi.

Persamaan umum yang digunakan :

$$\frac{1}{UA_s} = \frac{1}{U_i A_i} = \frac{1}{U_o A_o} = R = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{R''_{f,i}}{A_i} + \frac{\ln(\frac{D_o}{D_i})}{2\pi k L} + \frac{R''_{f,o}}{A_o} + \frac{1}{h_o A_o}$$

$$R_d = R''_{f,i} + R''_{f,o}$$

Jika ketebalan pipa kecil sekali ($A_i = A_o = A$), maka besarnya fouling factor (Rd) adalah :

$$\frac{1}{U_o A} = R = \frac{1}{h_i A} + \frac{R''_{f,i}}{A_i} + 0 + \frac{R''_{f,o}}{A_o} + \frac{1}{h_o A} = \frac{1}{h_i A} + \frac{1}{h_o A} + \frac{R_d}{A}$$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} + R_d$$

$$R_d = \frac{1}{U_o} - \frac{1}{h_i} - \frac{1}{h_o}$$

dimana :

$$R = \frac{1}{UA} \quad \text{dan} \quad R'' = R A = \frac{1}{U}$$

R_d = Faktor fouling ($\text{m}^2\text{K/W}$)

U_o = Koefisien perpindahan panas keseluruhan sisi luar tube ($\text{W/m}^2\text{K}$)

U_i = Koefisien Perpindahan panas keseluruhan sisi dalam tube ($\text{W/m}^2\text{K}$)

h_o = Koefisien perpindahan panas konveksi sisi luar tube ($\text{W/m}^2\text{K}$)

h_i = Koefisien Perpindahan panas konveksi sisi dalam tube ($\text{W/m}^2\text{K}$)

3.5.5 Laju Kondensasi Tiap Stage Evaporator

Jumlah produk atau distilat yang dihasilkan oleh peralatan desalinasi merupakan parameter yang dapat dijadikan acuan apakah peralatan desalinasi sudah

beroperasi sesuai kapasitas produksinya atau tidak. Jumlah produk distilat yang dihasilkan merupakan akumulasi dari jumlah distilat yang dihasilkan pada setiap stage evaporator dimana hal tersebut sangat ditentukan oleh besarnya laju kondensasi pada tiap stage evaporator. Besarnya laju kondensasi yang terjadi di tiap stage evaporator dipengaruhi oleh laju air umpan ($\dot{m}_{\text{sea water}}$), tekanan pada evaporator chamber (P) yang menentukan besarnya entalpi kondensasi dan kalor yang dapat diserap di evaporator kondensor (\dot{Q}) .

$$\dot{m}_{\text{cond}} = \frac{\dot{Q}}{h_{fg}}$$

3.5.6 Neraca Masa dan Energi

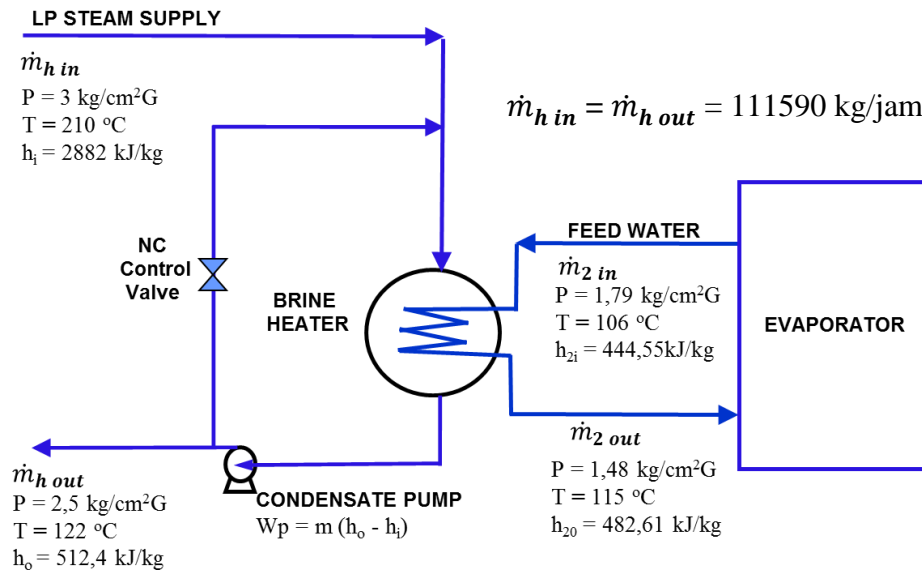
Neraca masa dan energi pada proses desalinasi ini merupakan perhitungan kualitatif dari semua material yang masuk, keluar, tersimpan ataupun terbuang pada sistem. Perhitungan neraca dilakukan untuk mencari variabel proses yang belum diketahui berdasarkan data variabel proses yang telah ditentukan atau diketahui. Untuk itu maka perlu disusun persamaan yang menghubungkan variabel yang dicari dengan variabel yang diketahui. Persamaan neraca masa dan neraca energi yang dilakukan berdasarkan aliran diagram proses dan parameter prosesnya seperti ditunjukkan pada gambar 3.2. Neraca masa dan neraca energi pada unit desalinasi ini dibagi menjadi tiga bagian yaitu pada bagian sistem pemanasan (Brine Heater), evaporator dan sistem vakum.

3.5.6.1 Neraca Masa Dan Energi pada Sistem Pemanas (Brine Heater)

Brine heater berfungsi sebagai pemanas air umpan dengan sumber panas berasal dari uap tekanan rendah dari ceratan turbin. Air umpan yang menjadi uap akibat proses perpindahan panas akan dipisahkan di evaporator sedangkan uap pemanas yang terkondensasi akan dikembalikan ke tangki untuk digunakan kembali sebagai air umpan ketel ataupun desuperhetaer pada unit desalinasi itu sendiri. Diagram alir neraca masa dan energi pada brine heater dapat dilihat pada gambar 3.6

- a) Neraca masa pada brine heater

Berdasarkan gambar 3.6 maka Neraca masa pada Brine Heater adalah:



Gambar 3.6 Diagram alir neraca masa dan energi pada brine heater

$$\dot{m}_h \text{ in} = \dot{m}_h \text{ out} = \dot{m}_h = 11590 \text{ kg/jam} , \quad \dot{m}_h = \text{Masa uap pemanas/jam}$$

$$\dot{m}_2 \text{ in} = \dot{m}_2 \text{ out} = \dot{m}_2 = 770000 \text{ kg/jam} , \quad \dot{m}_2 = \text{Masa air umpan/jam}$$

$$\dot{m}_{hi} + \dot{m}_{2i} - \dot{m}_{2o} - \dot{m}_{ho} = 0 \quad (1a)$$

b) Neraca energi pada brine heater

Berdasarkan gambar 3.6 maka neraca energi pada brine heater adalah:

Energi Panas Masuk = Energi Panas Keluar

$$\dot{m}_h \text{ in } h_i + \dot{m}_{2i} h_{2i} = \dot{m}_h \text{ out } h_o + \dot{m}_{2o} h_{2o}$$

$$\dot{m}_h \text{ in } h_i + \dot{m}_{2i} h_{2i} - \dot{m}_h \text{ out } h_o - \dot{m}_{2o} h_{2o} = 0 \quad (1b)$$

$$\dot{m}_h (h_i - h_o) - \dot{m}_2 (h_{2o} - h_{2i}) = 0$$

dimana h adalah entalpi dalam kJ/kg

3.5.6.2 Neraca Masa Dan Energi Pada Evaporator

Evaporator merupakan salah satu peralatan utama pada unit desalinasi dimana proses evaporasi dan kondensasi terjadi. Air umpan yang telah dipanaskan di brine heater mengalami evaporasi dalam evaporator dimana uap yang terbentuk

akan disaring oleh demister untuk mencegah terbawanya kotoran sehingga kondensat yang dihasilkan bebas kotoran. Diagram alir neraca masa dan energi dapat dilihat pada gambar 3.7.

a) Neraca masa pada evaporator

Berdasarkan gambar 3.7 maka neraca masa pada evaporator adalah :

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_{2i} = \dot{m}_{2o} = 770000 \text{ kg/jam}$$

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_{2o} + \dot{m}_7 - \dot{m}_3 - \dot{m}_4 - \dot{m}_5 - \dot{m}_6 - \dot{m}_{2i} = 0 \quad (2a)$$

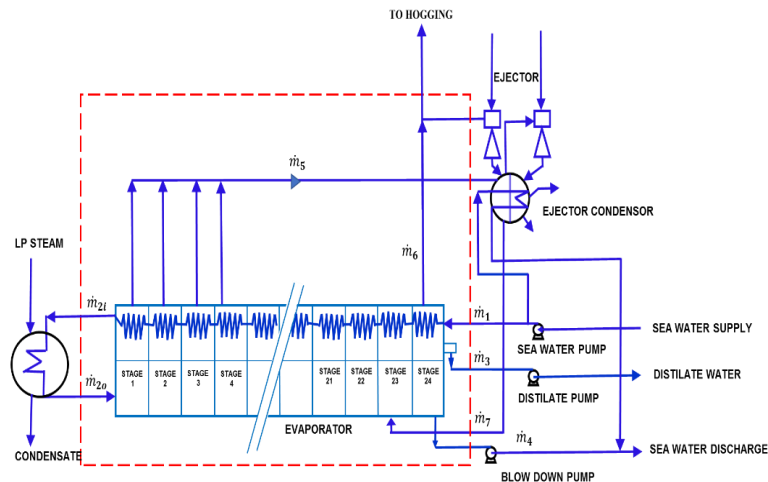
b) Neraca energi pada evaporator

Berdasarkan gambar 3.7 maka neraca energi pada evaporator adalah

Energi panas masuk = Energi panas yang keluar

$$\dot{m}_1 h_1 + \dot{m}_{2o} h_{2o} + \dot{m}_7 h_7 = \dot{m}_{2i} h_{2i} + \dot{m}_3 h_3 + \dot{m}_4 h_4 + \dot{m}_5 h_5 + \dot{m}_6 h_6$$

$$\dot{m}_1 h_1 + \dot{m}_{2o} h_{2o} + \dot{m}_7 h_7 - \dot{m}_{2i} h_{2i} - \dot{m}_3 h_3 - \dot{m}_4 h_4 - \dot{m}_5 h_5 - \dot{m}_6 h_6 = 0 \quad (2b)$$



Gambar 3.7 Diagram alir neraca masa dan energi pada evaporator

$$\dot{m}_1 = \text{Air umpan dingin (P=3,8 kg/cm}^2\text{G, T=32}^\circ\text{C, h}_1\text{=134,4kJ/kg)}$$

$$\dot{m}_{2i} = \text{Air umpan panas (P=1,2 kg/cm}^2\text{G, T=106}^\circ\text{C, h}_2\text{= 444,5 kJ/kg)}$$

$$\dot{m}_{2o} = \text{Air Brine panas (P=1,48 kg/cm}^2\text{G , T=115}^\circ\text{C, h}_3\text{= 482,6 kJ/kg)}$$

$$\dot{m}_3 = \text{Air produk/distilat (P=3,5 kg/cm}^2\text{G , T=39,6}^\circ\text{C, h}_4\text{=166,1 kJ/kg)}$$

$$\dot{m}_4 = \text{Air Blow Down (P=0,5 kg/cm}^2\text{G , T=40}^\circ\text{C, h}_5\text{=166 kJ/kg)}$$

$$\dot{m}_5 = \text{Uap belum terkondensasi (kg/jam)}$$

a) Neraca masa pada sistem vakum

Berdasarkan gambar 3.8 maka neraca masa pada sistem vakum adalah :

$$\dot{m}_{cwi} = \dot{m}_{cwo} = \dot{m}_{cw} = 120000 \text{ kg/jam}$$

$$\dot{m}_7 = \dot{m}_5 + \dot{m}_6 + \dot{m}_8 - \dot{m}_9$$

$$\dot{m}_{cwi} + \dot{m}_5 + \dot{m}_6 - \dot{m}_7 + \dot{m}_8 - \dot{m}_9 - \dot{m}_{cwo} = 0 \quad (3a)$$

b) Neraca energi pada sistem vakum

Berdasarkan gambar 3.8 maka neraca energi pada sistem vakum adalah :

Energi panas masuk = Energi panas yang keluar

$$\dot{m}_{cwi}h_{cwi} + \dot{m}_5h_5 + \dot{m}_6h_6 + \dot{m}_8h_8 = \dot{m}_{cwo}h_{cwo} + \dot{m}_7h_7 + E_v$$

$$\dot{m}_{cwi}h_{cwi} + \dot{m}_5h_5 + \dot{m}_6h_6 + \dot{m}_8h_8 - \dot{m}_{cwo}h_{cwo} - \dot{m}_7h_7 - E_v = 0 \quad (3b)$$

dimana h adalah entalpi dalam kJ/kg dan E_v merupakan rugi energi venting dalam kJ

Dari persamaan 1a, 2a dan 3a secara keseluruhan Neraca masa menjadi:

$$\dot{m}_{hi} + \dot{m}_{2i} - \dot{m}_{2o} - \dot{m}_{ho} = 0 \quad (1a)$$

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_{2o} + \dot{m}_7 - \dot{m}_3 - \dot{m}_4 - \dot{m}_5 - \dot{m}_6 - \dot{m}_{2i} = 0 \quad (2a)$$

$$\dot{m}_{cwi} + \dot{m}_5 + \dot{m}_6 - \dot{m}_7 + \dot{m}_8 - \dot{m}_9 - \dot{m}_{cwo} = 0 \quad (3a)$$

$$\dot{m}_{hi} + \dot{m}_1 + \dot{m}_{cwi} + \dot{m}_8 - \dot{m}_{ho} - \dot{m}_3 - \dot{m}_4 - \dot{m}_{cwo} - \dot{m}_9 = 0$$

atau :

$$\dot{m}_{hi} + \dot{m}_1 + \dot{m}_{cwi} + \dot{m}_8 = \dot{m}_{ho} + \dot{m}_3 + \dot{m}_4 + \dot{m}_{cwo} + \dot{m}_9$$

Dari persamaan 1b, 2b dan 3b secara keseluruhan Neraca energi menjadi:

$$\dot{m}_{hi}h_i + \dot{m}_{2i}h_{2i} - \dot{m}_{2o}h_{2o} - \dot{m}_{ho}h_o = 0 \quad (1b)$$

$$\dot{m}_1h_1 + \dot{m}_{2o}h_{2o} + \dot{m}_7h_7 - \dot{m}_{2i}h_{2i} - \dot{m}_3h_3 - \dot{m}_4h_4 - \dot{m}_5h_5 - \dot{m}_6h_6 = 0 \quad (2b)$$

$$\dot{m}_{cwi}h_{cwi} + \dot{m}_5h_5 + \dot{m}_6h_6 + \dot{m}_8h_8 - \dot{m}_{cwo}h_{cwo} - \dot{m}_7h_7 - E_v = 0 \quad (3b)$$

$$\dot{m}_{hi}h_i + \dot{m}_1h_1 + \dot{m}_{cwi}h_{cwi} + \dot{m}_8h_8 - \dot{m}_{ho}h_o - \dot{m}_3h_3 - \dot{m}_4h_4 - \dot{m}_{cwo}h_{cwo} - E_v = 0$$

$$\text{atau : } \dot{m}_{hi}h_i + \dot{m}_1h_1 + \dot{m}_{cwi}h_{cwi} + \dot{m}_8h_8 = \dot{m}_{ho}h_o + \dot{m}_3h_3 + \dot{m}_4h_4 + \dot{m}_{cwo}h_{cwo} + E_v$$

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Brine Heater

Brine heater merupakan peralatan penukar panas jenis *Shell and Tube* yang berfungsi untuk memanaskan air umpan dengan sumber pemanas berasal dari uap. Uap sumber pemanas yang digunakan adalah uap bertekanan rendah 3 kg/cm² G dari ceratan turbin dengan laju 11590 kg/jam dengan temperatur 210°C. Air umpan yang masuk bertekanan 1,79 kg/cm² G dan tekanan keluar sebesar 1,48 kg/cm² G dengan temperatur air masuk sebesar 106 °C dan temperatur air keluar sekitar 115 °C.

4.1.1 Perhitungan Berdasarkan Data Desain Brine Heater

Laju air umpan (\dot{m}_w) = 770000 kg/jam = 213,89 kg/s

Diameter Luar Tube (D_o) = 16 mm = 0,016 m

Diameter Dalam Tube (D_i) = 14,22 mm = 0,01422 m

Panjang Tube (L) = 4,17 m Jumlah Tube (N) = 1356

Luas permukaan perpindahan panas sisi luar tube (A_o): 284,2 m²

Luas permukaan perpindahan panas sisi dalam tube (A_i): 252,607 m²

Luas aliran (A_{si}): $N \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 = 0,215 \text{ m}^2$

Tekanan Air masuk (P_i) : 1,79 kg/cm² G = 276,86 kPa (a)

Tekanan Air keluar (P_o) : 1,48 kg/cm² G = 246,46 kPa (a)

Suhu air masuk (T_{ci}) : 106 °C , suhu air keluar (T_{co}) : 115°C.

$$\text{Suhu rata rata Air masuk } (T_{avg}) = \frac{106+115}{2} = 110,5^{\circ}\text{C}$$

Suhu Uap Masuk (T_{hi}) : 210 °C , Suhu kondensat keluar (T_{ho}) : 122 °C

$$\text{Tekanan uap} = 3 \text{ kg/cm}^2 \text{ G} = 395,525 \text{ kPa}$$

Dengan menggunakan program X-Steam Sifat fisik air pada 110,5°C diperoleh:

$$\rho = 950,57 \text{ kg/m}^3 , \text{ Pr} = 1,5738, \text{ k} = 0,6815 \text{ W/m K} , \quad \nu = 2,67 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$c_p = 4230,79 \text{ J/kg K}$$

4.1.2 Koefisien Perpindahan panas keseluruhan dan Koefisien Perpindahan panas pada Brine Heater Berdasarkan Data Desain

a. Energi panas yang diserap air umpan (\dot{Q}_{BH}) :

$$\begin{aligned}\dot{Q}_{BH} &= \dot{m} \times c_p \times (T_{co} - T_{ci}) \\ &= (213,89 \text{ kg/s}) \times (4230,79 \text{ J/kg K}) \times (115 - 106) \text{ K} \\ &= 8144274,158 \text{ W} = 8144,27 \text{ kW}\end{aligned}$$

b. *Logaritma Mean Temperature Deference* dan Faktor koreksi

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_{hi} - T_{co}) - (T_{ho} - T_{ci})}{\ln \frac{(T_{hi} - T_{co})}{(T_{ho} - T_{ci})}}$$

$$(\Delta T_{LMTD})_{CF} = F \cdot \Delta T_{LMTD}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_{hi} - T_{co}) - (T_{ho} - T_{ci})}{\ln \frac{(T_{hi} - T_{co})}{(T_{ho} - T_{ci})}}$$

$$= \frac{(210 - 115) - (122 - 106)}{\ln \frac{(210 - 115)}{(122 - 106)}}$$

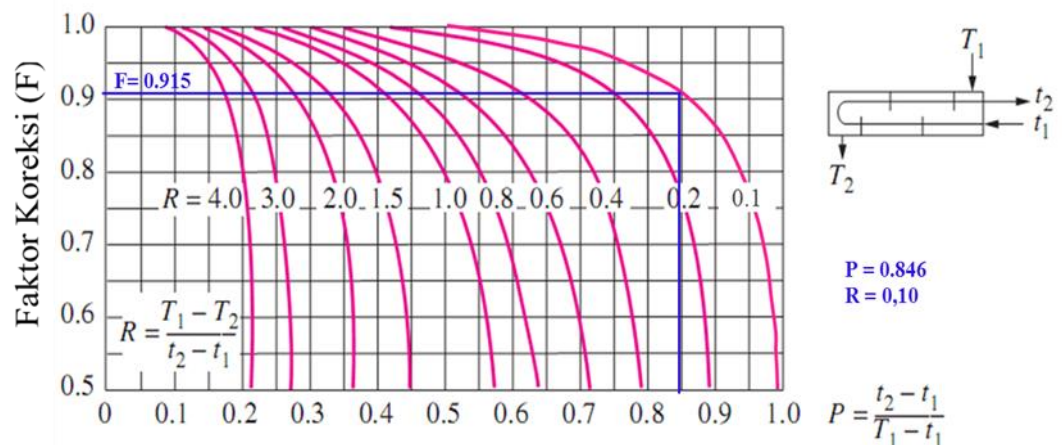
$$= 44,3499 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 44,35 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = \frac{T_{ho} - T_{hi}}{T_{ci} - T_{hi}} = \frac{122 - 210}{106 - 210} = 0,846$$

$$R = \frac{T_{ci} - T_{co}}{T_{ho} - T_{hi}} = \frac{106 - 115}{122 - 210} = 0,102 \approx 0,1$$

Faktor koreksi (F) = 0,915

Maka , $(\Delta T_{LMTD})_{CF} = F \cdot \Delta T_{LMTD} = 0,915 \cdot 44,35 = 40,58 \text{ }^{\circ}\text{C}$



Koefisien perpindahan panas keseluruhan (U) :

$$U_i = \frac{\dot{Q}}{A_i \times (LMTD)_{CF}} = \frac{8144274,158 \text{ W}}{252,607 \text{ m}^2 \times 40,58 \text{ }^{\circ}\text{C}}$$

$$= 794,49 \text{ w/m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$U_o A_o = U_i A_i$$

$$U_o = \frac{U_i A_i}{A_o} = \frac{794,49 \cdot 252,607}{284,2} = 706,11 \frac{\text{w}}{\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}}$$

c. Koefisien perpindahan panas dalam tube (h_i)

$$V_m = \frac{\dot{m}}{\rho A} = \frac{\left(213,89 \frac{kg}{s}\right)}{\left(950,235 \frac{kg}{m^3} \cdot 0,215 m^2\right)} = 1,045 m/s$$

$$Re = \frac{V_m D h}{\nu} = \frac{1,045 \frac{m}{s} \cdot 0,01422 m}{2,67 \cdot 10^{-7} \frac{m^2}{s}} = 55712,26$$

$$Pr = 1,5738, k = 0,6815 W/m K$$

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} = 0,023 \cdot 55712,26^{0,8} \cdot 1,5715^{0,4} = 172,69$$

$$h_i = \frac{Nu k}{D} = \frac{172,69 \cdot 0,68149}{0,01422} = 8276,21 \frac{W}{m^2 K}$$

d. Koefisien perpindahan panas luar tube (h_o)

$$h_o = \frac{U h_i}{h_i - U} = \frac{794,506 \cdot 8276,23}{8276,23 - 794,506} = 878,87 \frac{W}{m^2 K}$$

e. Fouling Faktor

$$R_d = \frac{1}{U_o} - \frac{1}{h_i} - \frac{1}{h_o} = \frac{1}{706,11} - \frac{1}{8276,21} - \frac{1}{878,87}$$

$$R_d = 0,0001576 \frac{m^2 K}{W}$$

4.1.3 Parameter Perhitungan Berdasarkan Data Operasi

Data operasi yang digunakan pada perhitungan adalah data hasil observasi lapangan yang diperoleh dari pencatatan berdasarkan indikator-indikator parameter operasi yang terpasang pada peralatan ataupun menggunakan alat ukur manual seperti termometer (Laser Thermo Gun). Pengambilan data dilakukan 2 sampai 3 kali sehari dengan jumlah sampel data sebanyak 25. Rentang waktu pengambilan data dapat dilihat pada tabel data waktu pengambilan. Perhitungan berdasarkan data

operasi ini dilakukan dengan cara yang sama dengan perhitungan dengan menggunakan data desain.

Diameter Luar Tube (D_o) = 16 mm = 0,016 m

Diameter Dalam Tube (D_i) = 14,22 mm = 0,01422 m

Panjang Tube (L) = 4,17 m Jumlah Tube (N) = 1356

Luas permukaan perpindahan panas sisi luar tube (A_{so}): 284,2 m²

Luas permukaan perpindahan panas sisi dalam tube (A_{si}): 252,607 m²

Luas aliran (A_i): $N \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 = 0,21544 \text{ m}^2$

Tabel 4.1 Waktu Pengambilan Data Operasi Aktual

DATA	TANGGAL	JAM	CUACA	KETERANGAN
1	23 Okt '17	09:45	Cerah	
2	23 Okt '17	15:00	Mendung	
3	24 Okt '17	10:00	Cerah	
4	24 Okt '17	15:15	Cerah	
5	25 Okt '17	10:15	Mendung	
6	25 Okt '17	15:15	Cerah	
7	26 Okt '17	10:00	Cerah	
8	26 Okt '17	15:00	Cerah	
9	27 Okt '17	8:00	Cerah	
10	27 Okt '17	11:00	Cerah	
11	27 Okt '17	15:00	Cerah	
12	28 Okt '17	9:00	Cerah	
13	30 Okt '17	10:00	Cerah	
14	30 Okt '17	15:00	Cerah	
15	31 Okt '17	10:30	Cerah	BACK WASH
16	31 Okt '17	15:00	Cerah	
17	01 Nov '17	10:00	Cerah	
18	01 Nov '17	15:00	Cerah	
19	02 Nov '17	8:00	Cerah	
20	02 Nov '17	11:00	Cerah	
21	02 Nov '17	15:00	Cerah	
22	03 Nov '17	10:00	Cerah	
23	03 Nov '17	15:00	Cerah	
24	04 Nov '17	9:20	Cerah	BACK WASH
25	04 Nov '17	13:00	Mendung	

4.1.4 Koefisien Perpindahan panas keseluruhan dan Koefisien Perpindahan panas pada Brine Heater Berdasarkan Data Operasi

4.1.4.1 DATA OPERASI PADA BRINE HEATER

DATA	FLUIDA DINGIN (AIR UMPAN)						FLUIDA PANAS (UAP PEMANAS)			
	(m)	(m)	P	T-FEED (Tc)			(m)	P	T _H	
	ton/jam	kg/s	kPa (a)	T _{ci} (°C)	T _{co} (°C)	T _{avg}	kg/s	kPa (a)	T _{hi} (°C)	T _{ho} (°C)
1	605	168	261,60	104,9	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
2	600	167	261,60	104,9	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
3	600	167	261,60	104,9	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
4	600	167	261,60	104,9	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
5	600	167	261,60	104,9	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
6	585	163	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
7	575	160	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
8	569	158	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
9	550	153	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
10	550	153	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
11	548	152	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
12	541	150	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
13	537	149	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
14	534	148	261,60	105,1	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
15	594	165	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
16	581	161	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
17	583	162	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
18	578	161	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
19	580	161	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
20	571	159	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
21	541	150	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
22	537	149	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
23	524	146	261,60	105,1	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
24	592	164	261,60	104,9	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122
25	587	163	261,60	105,0	115,0	110,0	3,219	395,5	210	122

4.1.4.2 SIFAT FISIK FLUIDA BERDASARKAN DATA OPERASI AKTUAL BRINE HEATER

DATA	FAKTOR KOREKSI			ΔT_{LTMD}	$(\Delta T_{LTMD})_{CF}$	SIFAT FISIK FLUIDA									
	P	R	CF			ρ	μ	C_p	k	Pr	ν	ν	V_m	Re	Nu
				°C	kg/m ³	kg/m.s	J/kg.°C	W/m.°C		m ² /s	m ² /s	m/s			
1	0,84	0,11	0,91	45,40	41,32	950,98	0,00025482	4230,0232	0,68134	1,58205	2,680E-07	2,680 .10 ⁻⁷	0,821	43547,702	142,10
2	0,84	0,11	0,92	45,39	41,76	950,97	0,00025481	4230,0330	0,68134	1,58195	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,814	43190,571	141,16
3	0,84	0,11	0,92	45,39	41,53	950,97	0,00025481	4230,0313	0,68134	1,58197	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,814	43190,085	141,16
4	0,84	0,11	0,92	45,40	41,54	950,98	0,00025482	4230,0250	0,68134	1,58203	2,680E-07	2,680 .10 ⁻⁷	0,814	43188,319	141,16
5	0,84	0,11	0,92	45,39	41,76	950,97	0,00025481	4230,0331	0,68134	1,58195	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,814	43190,592	141,16
6	0,84	0,11	0,92	45,36	41,51	950,96	0,00025477	4230,0543	0,68134	1,58173	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,793	42116,619	138,34
7	0,84	0,11	0,92	45,35	41,50	950,96	0,00025476	4230,0622	0,68134	1,58165	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,780	41398,805	136,45
8	0,84	0,11	0,92	45,35	41,50	950,96	0,00025476	4230,0614	0,68134	1,58166	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,772	40966,594	135,31
9	0,84	0,11	0,91	45,32	41,25	950,95	0,00025472	4230,0840	0,68135	1,58142	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,746	39604,446	131,69
10	0,84	0,11	0,91	45,31	41,23	950,94	0,00025470	4230,0977	0,68135	1,58128	2,678E-07	2,678 .10 ⁻⁷	0,746	39607,967	131,69
11	0,84	0,11	0,92	45,31	41,46	950,94	0,00025471	4230,0921	0,68135	1,58134	2,678E-07	2,678 .10 ⁻⁷	0,743	39462,498	131,31
12	0,84	0,11	0,91	45,30	41,22	950,94	0,00025469	4230,1021	0,68135	1,58124	2,678E-07	2,678 .10 ⁻⁷	0,734	38960,947	129,97
13	0,84	0,11	0,92	45,30	41,45	950,94	0,00025469	4230,1041	0,68135	1,58121	2,678E-07	2,678 .10 ⁻⁷	0,728	38673,397	129,20
14	0,84	0,11	0,92	45,27	41,42	950,93	0,00025466	4230,1241	0,68135	1,58101	2,678E-07	2,678 .10 ⁻⁷	0,724	38462,330	128,63
15	0,84	0,11	0,91	45,36	41,05	950,96	0,00025477	4230,0556	0,68134	1,58172	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,806	42764,927	140,04
16	0,84	0,11	0,91	45,36	41,05	950,96	0,00025477	4230,0576	0,68134	1,58169	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,788	41829,532	137,58
17	0,84	0,11	0,90	45,37	40,83	950,97	0,00025478	4230,0482	0,68134	1,58179	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,791	41970,964	137,96
18	0,84	0,11	0,91	45,36	41,28	950,96	0,00025477	4230,0568	0,68134	1,58170	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,784	41613,321	137,01
19	0,84	0,11	0,91	45,36	41,28	950,96	0,00025477	4230,0547	0,68134	1,58172	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,787	41756,749	137,39
20	0,84	0,11	0,91	45,34	41,26	950,95	0,00025475	4230,0702	0,68134	1,58156	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,775	41112,945	135,69
21	0,84	0,11	0,91	45,32	41,24	950,94	0,00025471	4230,0907	0,68135	1,58135	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,734	38958,071	129,96
22	0,84	0,11	0,91	45,30	41,22	950,94	0,00025469	4230,1051	0,68135	1,58120	2,678E-07	2,678 .10 ⁻⁷	0,728	38673,641	129,20
23	0,84	0,11	0,91	45,28	41,21	950,93	0,00025467	4230,1180	0,68135	1,58107	2,678E-07	2,678 .10 ⁻⁷	0,711	37740,555	126,69
24	0,84	0,11	0,92	45,38	41,53	950,97	0,00025480	4230,0391	0,68134	1,58189	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,803	42616,365	139,66
25	0,84	0,11	0,92	45,37	41,51	950,96	0,00025477	4230,0528	0,68134	1,58174	2,679E-07	2,679 .10 ⁻⁷	0,796	42260,196	138,72

4.1.4.3 Koefisien Perpindahan panas keseluruhan (U), Koefisien Perpindahan panas (h) dan Fouling Faktor (Rd) pada Brine Heater Berdasarkan Data Operasi

Perhitungan berdasarkan data operasi aktual berikut ini menggunakan data operasi aktual pertama.

a. Energi panas yang diserap air umpan (\dot{Q}_{BH}) :

$$\begin{aligned}\dot{Q}_{BH} &= \dot{m} \times c_p \times (T_{co} - T_{ci}) \\ &= (168 \text{ kg/s}) \times (4230,02 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}) \times (115 - 104,9) ^\circ\text{C} \\ &= 7155819,652 \text{ W} = 7155,82 \text{ kW}\end{aligned}$$

b. *Logaritma Mean Temperature Deference* dan Faktor koreksi

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(Thi - Tco) - (Tho - Tci)}{\ln \frac{(Thi - Tco)}{(Tho - Tci)}}$$

$$(\Delta T_{LMTD})_{CF} = F \cdot \Delta T_{LMTD}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(Thi - Tco) - (Tho - Tci)}{\ln \frac{(Thi - Tco)}{(Tho - Tci)}}$$

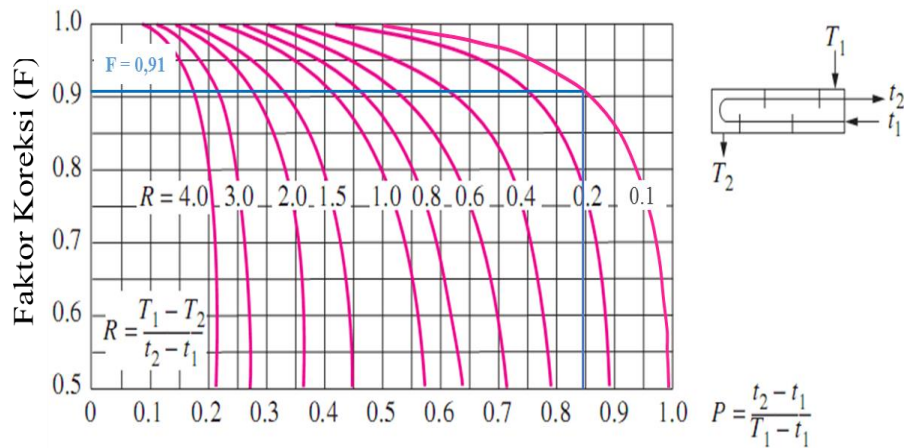
$$= \frac{(210 - 115) - (122 - 104,9)}{\ln \frac{(210 - 115)}{(122 - 104,9)}}$$

$$= 45,40 ^\circ\text{C}$$

$$P = \frac{Tho - Thi}{Tci - Thi} = \frac{122 - 210}{104,9 - 210} = 0,84$$

$$R = \frac{Tci - Tco}{Tho - Thi} = \frac{104,9 - 115}{122 - 210} = 0,114 \approx 0,1$$

Faktor koreksi (F) = 0,915



Maka , $(\Delta T_{LMTD})_{CF} = F \cdot \Delta T_{LMTD} = 0,91 \cdot 45,4 = 41,31 \text{ } ^\circ\text{C}$

c. Koefisien perpindahan panas keseluruhan (U) :

$$U_i = \frac{\dot{Q}}{A_i \times (LMTD)_{CF}} = \frac{7155819,652 \text{ W}}{252,607 \text{ m}^2 \times 41,31 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$= 685,743 \text{ w/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U_o A_o = U_i A_i$$

$$U_o = \frac{U_i A_i}{A_o} = \frac{685,743 \cdot 252,607}{284,2} = 609,45 \frac{\text{w}}{\text{m}^2 \text{ K}}$$

d. Koefisien perpindahan panas dalam tube (h_i)

$$V_m = \frac{\dot{m}}{\rho A_i} = \frac{\left(168 \frac{\text{kg}}{\text{s}}\right)}{\left(950,97 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} 0,215 \text{ m}^2\right)} = 0,821 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{v_m D h}{\nu} = \frac{0,821 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,01422 \text{ m}}{2,68 \cdot 10^{-7} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}} = 43549,475$$

$$Pr = 1,58199 \text{ , } k = 0,68134 \text{ W/m. K}$$

$$N_u = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4}$$

$$= 0,023 \cdot 43549,475^{0,8} \cdot 1,58199^{0,4} = 142,10$$

$$h_i = \frac{N_u k}{D} = \frac{142,1 \cdot 0,68134}{0,01422} = 6808,59 \frac{W}{m^2 K}$$

e. Koefisien perpindahan panas luar tube (h_o)

$$h_o = \frac{U_o h_i}{h_i - U_o} = \frac{609,454 \cdot 6808,59}{6808,59 - 609,454} = 762,54 \frac{W}{m^2 K}$$

f. Fouling Faktor

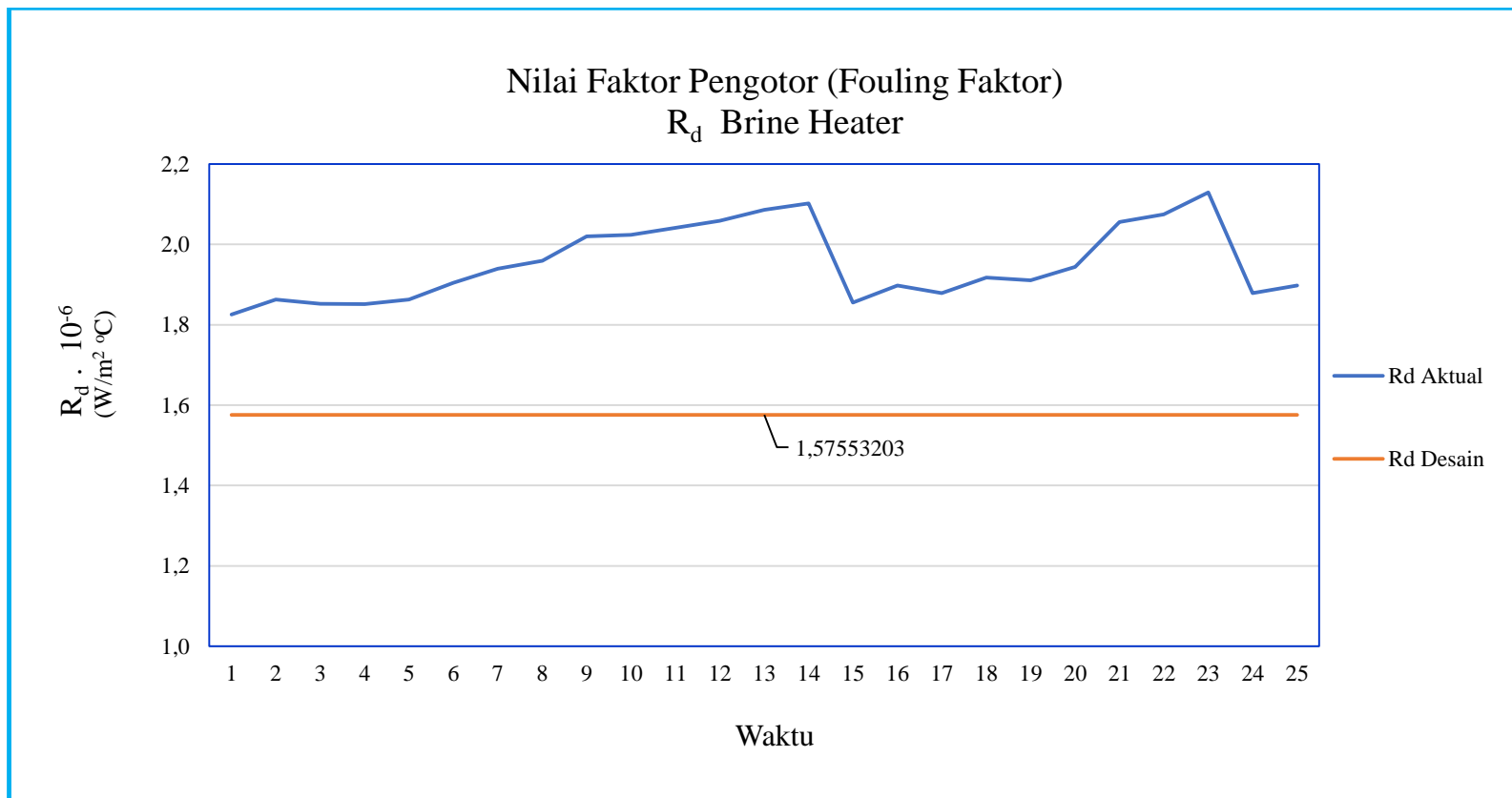
$$R_d = \frac{1}{U_o} - \frac{1}{h_i} - \frac{1}{h_o}$$

$$R_d = \frac{1}{609,45} - \frac{1}{6808,59} - \frac{1}{762,54} = 0,0001825 \frac{m^2 K}{W}$$

Hasil perhitungan untuk data lainnya dapat dilihat pada tabel Koefisien Perpindahan panas keseluruhan (U), Koefisien Perpindahan panas (h) dan Fouling Faktor (Rd) pada Brine Heater Berdasarkan Data Operasi.

Tabel. 4.2 Koefisien Perpindahan panas keseluruhan (U), Koefisien Perpindahan panas (h) dan Fouling Faktor (Rd) pada Brine Heater Berdasarkan Data Operasi Aktual.

DATA	\dot{Q}	h_i	U_i	h_o	U_o	Rd
	W	W/ m K	W/ m K	W/ m K	W/ m K	m K/W
1	7155819,652	6808,59	685,743	762,544	609,454	0,0001825
2	7087483,902	6763,73	671,999	746,129	597,239	0,0001863
3	7088589,024	6763,70	675,754	750,761	600,576	0,0001852
4	7095228,332	6763,57	676,251	751,377	601,018	0,0001851
5	7087939,622	6763,72	672,033	746,171	597,269	0,0001863
6	6891269,705	6628,50	657,354	729,721	584,223	0,0001904
7	6765303,326	6537,87	645,505	716,220	573,692	0,0001939
8	6695960,916	6483,21	638,863	708,699	567,790	0,0001959
9	6454953,294	6309,80	619,610	687,079	550,678	0,0002020
10	6440536,499	6310,10	618,521	685,738	549,711	0,0002024
11	6421636,841	6291,64	613,244	679,472	545,021	0,0002041
12	6329192,545	6227,48	607,950	673,722	540,316	0,0002059
13	6281918,728	6190,63	600,122	664,543	533,358	0,0002086
14	6230064,661	6163,30	595,510	659,203	529,259	0,0002102
15	6996080,588	6709,98	674,751	750,189	599,685	0,0001855
16	6839454,644	6592,32	659,717	733,079	586,324	0,0001897
17	6871604,089	6610,29	666,322	741,017	592,193	0,0001879
18	6805568,490	6565,04	652,812	724,894	580,187	0,0001917
19	6831350,260	6583,16	655,240	727,666	582,344	0,0001910
20	6711243,643	6501,60	644,009	714,814	572,363	0,0001944
21	6341239,677	6227,23	608,860	674,842	541,125	0,0002056
22	6280469,436	6190,66	603,310	668,454	536,192	0,0002075
23	6118768,613	6070,68	587,975	651,030	522,562	0,0002129
24	6987009,337	6691,61	666,215	739,877	592,098	0,0001879
25	6915145,922	6646,62	659,625	732,300	586,242	0,0001898



Gambar 4.1 Nilai R_d aktual terhadap nilai R_d desain pada Brine Heater

4.2 Evaporator

Analisa pada Evaporator dilakukan berdasarkan perhitungan parameter dari data pada setiap tingkat evaporator. Perhitungan dilakukan berdasarkan data desain dan data operasi dengan metode ϵ -NTU .

4.2.1 Perhitungan Berdasarkan Data Desain Evaporator

$$\text{Laju air umpan } (\dot{m}_w) = 770000 \text{ kg/jam} = 213,89 \text{ kg/s}$$

Diameter Luar Tube (D_o) = 16 mm = 0,016 m

Diameter Dalam Tube (D_i) = 14,22 mm = 0,01422 m

Panjang Tube (L) = 89,46 m

Jumlah Tube (N) = 814 Jumlah tingkat /Stage = 24

Luas permukaan perpindahan panas sisi luar tube (A_o): $3660,355 \text{ m}^2$

Luas permukaan perpindahan panas sisi luar tube /Stage (A_{so}): 152,515 m²

Luas permukaan perpindahan panas sisi dalam tube (A_i): 3253,140 m²

Luas permukaan perpindahan panas sisi dalam tube /Stage (A_{si}): 135,548 m²

$$\text{Luas aliran (A}_{\text{flow}}\text{): } N \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 = 0,1293 \text{ m}^2$$

Sifat Fisik Fluida dingin maupun panas pada T_{avg} tiap stage didapatkan dengan menggunakan program X-Steam pada lembar kerja excel. Sifat fisik fluida yang dimaksud adalah :

- Densitas (ρ) kg/m^3
- Viskositas (μ) kg/m.s
- Panas Spesifik (c) J/kg K
- Konduktivitas termal (k) W/m K
- Prandtl Number (Pr)

Berdasarkan data sifat fisik fluida dingin maupun panas tersebut dapat digunakan untuk mengetahui :

- Kapasitas panas Fluida dingin (C_c) = $\dot{m}_c c_c$, W/K
- Kapasitas panas Fluida panas (C_h) = $\left(\frac{T_{co} - T_{ci}}{T_{hi} - T_{ho}} \right) \cdot C_c$, W/K
- Kecepatan rata rata fluida (V_m), dimana :

$$V_m = \frac{\dot{m}}{A_{si} \rho} \left(\frac{m}{s} \right)$$
- Reynolds Number (Re)

$$R_e = \frac{V_m D_i}{\nu} \quad \text{dimana : } \nu = \frac{\mu}{\rho} \text{ (m}^2\text{/s)}$$

Reynold Number (Re) pada stage 1 Fluida dingin :

$$\dot{m} = 770000 \text{ kg/jam} = 213,89 \text{ kg/s}$$

$$A_{\text{flow}} = 0,1293 \text{ m}^2$$

$$\rho = 954 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0.00026514 \text{ kg/m s} = 2,6514 \cdot 10^{-4} \text{ kg/ m s}$$

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{2,6514 \cdot 10^{-4}}{954} = 2,779 \cdot 10^{-7} \text{ (m}^2\text{/s)}$$

$$V_m = \frac{\dot{m}}{A_{si} \rho} = \frac{213,89}{0,1293 \cdot 954} = 1,734 \left(\frac{m}{s} \right)$$

$$R_e = \frac{V_m D_i}{\nu} = \frac{1,734 \cdot 0,01422}{2,779 \cdot 10^{-7}} = 88736$$

Data sifat fisik fluida dingin dan panas pada tiap stage dapat dilihat pada Propertis fluida dingin dan fluida panas .

4.2.1.1 Propertis Air Umpan (Fluida Dingin) Tiap Tingkat Evaporator Kondensor berdasarkan T_{avg} Fluida (Data Desain)

STAGE	FLUIDA DINGIN													
	(\dot{m}_c)	Temperatur Air Umpan (T_c)			ρ	V_m	μ	c_p	k	Pr	ν	Re	Nu	
	kg/hr	Tci (°C)	Tco (°C)	T _{avg}	kg/m ³	m/s	kg/m.s	J/kg.°C	W/m.°C		m ² /s			
1	770000	104,4	107,5	106,0	954,00	1,734	0,00026514	4223,748	0,68019	1,64641	2,779 .10 ⁻⁷	88736,462	255,17	
2	770000	100,5	103,6	102,1	956,86	1,729	0,00027584	4218,476	0,67878	1,71425	2,883 .10 ⁻⁷	85294,985	251,24	
3	770000	97,3	100,3	98,8	959,22	1,725	0,00028549	4214,284	0,67745	1,77597	2,976 .10 ⁻⁷	82411,062	247,91	
4	770000	94,0	97,0	95,5	961,54	1,721	0,00029574	4210,332	0,67598	1,84202	3,076 .10 ⁻⁷	79553,507	244,55	
5	770000	90,8	93,7	92,2	963,79	1,717	0,00030661	4206,629	0,67439	1,91254	3,181 .10 ⁻⁷	76733,405	241,19	
6	770000	87,5	90,5	89,0	965,98	1,713	0,00031816	4203,161	0,67267	1,98804	3,294 .10 ⁻⁷	73947,289	237,81	
7	770000	84,3	87,2	85,8	968,11	1,709	0,00033044	4199,932	0,67082	2,06882	3,413 .10 ⁻⁷	71201,238	234,43	
8	770000	81,1	84,0	82,5	970,18	1,705	0,00034348	4196,935	0,66884	2,15533	3,540 .10 ⁻⁷	68496,475	231,03	
9	770000	77,9	80,8	79,3	972,19	1,702	0,00035740	4194,162	0,66674	2,24824	3,676 .10 ⁻⁷	65829,590	227,62	
10	770000	74,8	77,6	76,2	974,14	1,698	0,00037220	4191,618	0,66451	2,34781	3,821 .10 ⁻⁷	63210,969	224,20	
11	770000	71,6	74,4	73,0	976,02	1,695	0,00038800	4189,296	0,66215	2,45482	3,975 .10 ⁻⁷	60637,058	220,76	
12	770000	68,5	71,2	69,8	977,84	1,692	0,00040489	4187,192	0,65967	2,56997	4,141 .10 ⁻⁷	58108,898	217,32	
13	770000	65,4	68,1	66,7	979,58	1,689	0,00042278	4185,318	0,65708	2,69291	4,316 .10 ⁻⁷	55649,317	213,89	
14	770000	62,3	65,0	63,6	981,27	1,686	0,00044198	4183,651	0,65437	2,82573	4,504 .10 ⁻⁷	53232,457	210,44	
15	770000	59,3	61,9	60,6	982,88	1,683	0,00046248	4182,196	0,65154	2,96864	4,705 .10 ⁻⁷	50872,065	206,98	
16	770000	56,2	58,8	57,5	984,43	1,681	0,00048446	4180,946	0,64859	3,12290	4,921 .10 ⁻⁷	48564,331	203,52	
17	770000	53,2	55,8	54,5	985,90	1,678	0,00050795	4179,903	0,64554	3,28903	5,152 .10 ⁻⁷	46317,958	200,06	
18	770000	50,3	52,8	51,5	987,31	1,676	0,00053320	4179,058	0,64237	3,46883	5,401 .10 ⁻⁷	44124,853	196,58	
19	770000	47,3	49,8	48,6	988,65	1,674	0,00056027	4178,413	0,63910	3,66300	5,667 .10 ⁻⁷	41993,278	193,11	
20	770000	44,4	46,9	45,7	989,91	1,671	0,00058932	4177,962	0,63573	3,87298	5,953 .10 ⁻⁷	39923,047	189,64	
21	770000	41,6	43,9	42,8	991,10	1,669	0,00062049	4177,705	0,63226	4,09991	6,261 .10 ⁻⁷	37917,718	186,17	
22	770000	38,8	41,1	39,9	992,20	1,668	0,00065369	4177,639	0,62873	4,34346	6,588 .10 ⁻⁷	35991,740	182,74	
23	770000	36,1	38,3	37,2	993,22	1,666	0,00068870	4177,757	0,62519	4,60218	6,934 .10 ⁻⁷	34162,000	179,37	
24	770000	33,5	35,6	34,6	994,14	1,664	0,00072558	4178,050	0,62163	4,87666	7,299 .10 ⁻⁷	32425,820	176,07	

4.2.1.2 Propertis Air Umpan (Fluida Panas) Tiap Tingkat Evaporator Chamber (Data Desain)

STAGE	FLUIDA PANAS													
	Brine (\dot{m}_{hin})	P	T _{sat}	Temperatur Air Umpan Panas (T _c)			h _g	h _f	h _{fg}	\dot{Q}	Laju Kondensasi Distilat (\dot{m}_{cond})		Kumulatif Distilat	Brine (\dot{m}_{out})
	kg/hr	kPa (a)	°C	Thi (°C)	Tho (°C)	T _{avg}	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg	kW	kg/s	kg/jam	kg/jam	kg/hr
1	770000	150,12	111,37	112,2	111,1	111,7	2693,15	467,18	2225,97	2808,055	1,26	4541,40	4541,40	765458,605
2	749614	134,38	108,08	111,1	105,7	108,4	2688,14	453,25	2234,89	2742,721	1,23	4418,02	8959,41	745195,984
3	745197	120,05	104,79	105,7	104,5	105,1	2683,08	439,35	2243,73	2722,183	1,21	4367,67	13327,08	740828,877
4	740829	107,01	101,51	104,5	99,1	101,8	2677,95	425,48	2252,47	2693,624	1,20	4305,07	17632,14	736523,831
5	736524	95,34	98,28	99,1	98,0	98,6	2672,84	411,83	2261,01	2664,809	1,18	4242,92	21875,07	732280,926
6	732281	84,64	95,01	98,0	92,6	95,3	2667,63	398,07	2269,57	2635,996	1,16	4181,23	26056,30	728099,711
7	728100	75,10	91,79	92,6	91,6	92,1	2662,44	384,52	2277,93	2606,671	1,14	4119,54	30175,84	723980,184
8	723980	66,44	88,57	91,6	86,2	88,9	2657,19	370,93	2286,25	2577,022	1,13	4057,85	34233,70	719921,892
9	719922	58,79	85,41	86,2	85,2	85,7	2652,00	357,65	2294,35	2547,116	1,11	3996,62	38230,31	715925,288
10	715925	51,76	82,18	85,2	79,9	82,5	2646,65	344,10	2302,55	2516,768	1,09	3934,93	42165,24	711990,373
11	711991	45,65	79,07	79,9	78,9	79,4	2641,45	331,03	2310,42	2485,488	1,08	3872,78	46038,02	708118,054
12	708118	40,14	75,94	78,9	73,6	76,2	2636,19	317,92	2318,27	2467,936	1,06	3832,41	49870,43	704285,198
13	704285	35,15	72,78	73,6	72,7	73,1	2630,84	304,67	2326,17	2412,740	1,04	3733,98	53604,41	700551,224
14	700551	30,86	69,75	72,7	67,4	70,0	2625,67	291,96	2333,71	2382,625	1,02	3675,46	57279,87	696875,311
15	696876	26,99	66,69	67,4	66,6	67,0	2620,42	279,14	2341,28	2349,350	1,00	3612,41	60892,28	693263,354
16	693263	23,53	63,61	66,6	61,4	64,0	2615,11	266,27	2348,84	2315,508	0,99	3548,91	64441,19	689714,447
17	689714	20,57	60,67	61,4	60,6	61,0	2610,01	253,96	2356,05	2280,462	0,97	3484,50	67925,69	686229,496
18	686229	17,91	57,70	60,6	55,4	58,0	2604,83	241,52	2363,31	2244,602	0,95	3419,18	71344,86	682810,316
19	682811	15,57	54,75	55,4	54,7	55,1	2599,67	229,18	2370,48	2207,211	0,93	3352,04	74696,91	679458,722
20	679459	13,64	52,01	54,7	49,7	52,2	2594,85	217,73	2377,12	2167,865	0,91	3283,09	77980,00	676175,620
21	676175	11,71	48,92	49,7	49,1	49,4	2589,41	204,83	2384,58	2110,666	0,89	3186,48	81166,48	672988,680
22	672989	10,18	46,15	49,1	44,2	46,6	2584,49	193,24	2391,25	2035,225	0,85	3064,01	84230,48	669924,663
23	669925	8,75	43,22	44,2	43,8	44,0	2579,28	180,99	2398,29	1961,442	0,82	2944,25	87174,74	666980,395
24	666980	7,63	40,61	43,8	39,0	41,4	2574,64	170,11	2404,53	1885,953	0,78	2823,60	89998,33	664156,783

4.2.1.3 ϵ -NTU Evaporator (Data Desain)

Untuk memperoleh nilai NTU diperlukan perhitungan terhadap parameter parameter NTU tersebut. Parameter parameter tersebut adalah

A. Menghitung *heat Capacity rate* maksimum dan minimum (C)

$$\begin{aligned} C_c &= \dot{m} c_c = 213,89 \frac{kg}{s} \cdot 4223,748 \frac{J}{kg^{\circ}C} \\ &= 903400 \frac{W}{^{\circ}C} \approx 903 \frac{kW}{^{\circ}C} \\ C_h &= \left(\frac{T_{co} - T_{ci}}{T_{hi} - T_{ho}} \right) \cdot C_c = \left(\frac{107,5 - 104,4}{113,3 - 110} \right) 903 \frac{kW}{^{\circ}C} \\ &= 841 \frac{kW}{^{\circ}C} \\ C_{max} &= C_c = 903 \text{ kW/K}, \quad C_{min} = C_h = 841 \text{ kW/K} \end{aligned}$$

B. Rasio Kapasitas (c) (pada stage 1)

$$c = \frac{C_{min}}{C_{max}} = \frac{C_h}{C_c} = \frac{841}{903} = 0,931$$

C. Menghitung besarnya Q_{max} (pada stage 1)

$$\begin{aligned} Q_{max} &= C_{min} (T_{hi} - T_{ci}) = \\ &= 841 \text{ kW} - C (113,3 - 104,4)^{\circ}C \\ &= 7509,54 \text{ kW} \end{aligned}$$

D. Menghitung besarnya Q (pada stage 1)

$$\begin{aligned} Q &= C_c (T_{co} - T_{ci}) = \dot{m} c_c (T_{co} - T_{ci}) \\ &= 213,89 \frac{kg}{s} 4223,748 \frac{J}{kg^{\circ}C} (107,5 - 104,4)^{\circ}C \\ &= 2808,06 \text{ kW} \end{aligned}$$

E. Menghitung *Effectiveness* (ϵ) (pada stage 1)

$$\epsilon = \frac{Q}{Q_{max}} = \frac{2808,06}{7509,54} = 0,374$$

F. Menghitung NTU

Berdasarkan tipe *heat exchanger*, untuk aliran *cross flow* dengan fluida tercampur dan lainnya tidak tercampur nilai NTU diperoleh dengan menggunakan persamaan

$$NTU = \frac{-\ln[c \ln[1 - \varepsilon] + 1]}{c}$$

NTU Pada stage 1:

$$\begin{aligned} NTU &= \frac{-\ln[0,931 \ln[1 - 0,374] + 1]}{0,931} \\ &= 0,615 \end{aligned}$$

4.2.1.4 Koefisien Perpindahan panas keseluruhan dan Fouling Faktor (R_d) berdasarkan Data Desain

A. Menghitung Koefisien perpindahan panas (h) dan Koefisien perpindahan panas keseluruhan sisi dalam tube (U_i)

$$h_i = \frac{N_u k}{D_i} = \frac{255,17 \cdot 0,68019}{0,01422} = 12205,54 \frac{W}{m^2 K}$$

$$U_i = \frac{NTU C_{min}}{A_{si}} = \frac{0,615 \cdot 841 \frac{KW}{K}}{135,548 m^2} = 3,819 \frac{KW}{m^2 K} = 3819 \frac{W}{m^2 K}$$

B. Koefisien perpindahan panas keseluruhan sisi luar tube (U_o)

$$U_o = \frac{U_i A_{si}}{A_{so}} = \frac{3,819 \cdot 135,548}{152,515} = 3,394 \frac{KW}{m^2 K} = 3394 \frac{W}{m^2 K}$$

$$h_o = \frac{U_i h_i}{h_i - U_i} = \frac{3394 \cdot 12205,54}{12205,54 - 3394} = 5557,584 \frac{W}{m^2 K}$$

C. Menghitung Fouling Faktor (R_d)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{1}{U_o} - \frac{1}{h_i} - \frac{1}{h_o} = \frac{1}{3394} - \frac{1}{12205,54} - \frac{1}{5557,584} \\ &= 0,00003277 \frac{m^2 K}{W} \end{aligned}$$

Tabel 4.3 Hasil Perhitungan NTU, Koefisien perpindahan panas keseluruhan dan Fouling Faktor tiap stage berdasarkan Data Desain

STAGE	ϵ -NTU					$A_i = 135,55 \text{ m}^2$	$A_o = 152,515 \text{ m}^2$			
	Q_{\max}	Q	$c = C_{\min}/C_{\max}$	Effectiveness	NTU	U_i	U_o	h_i	h_o	Fouling Faktor (Rd)
	kW	kW	$c = C_c/C_h$	$\epsilon = Q/Q_{\max}$		$\text{W/m}^2 \text{ K}$	$\text{W/m}^2 \text{ K}$	$\text{W/m}^2 \text{ K}$	$\text{W/m}^2 \text{ K}$	$\text{m}^2 \text{ K/W}$
1	7509,54	2808,06	0,931	0,374	0,615	3818,771	3393,933	12205,536	5557,584	0,0000000328
2	7897,26	2742,72	0,924	0,347	0,543	3339,169	2967,686	11993,016	4627,618	0,0000000375
3	7840,89	2722,18	0,920	0,347	0,542	3313,187	2944,595	11810,494	4605,033	0,0000000378
4	7788,61	2693,62	0,916	0,346	0,538	3270,422	2906,587	11625,466	4550,565	0,0000000383
5	7719,55	2664,81	0,910	0,345	0,535	3230,857	2871,424	11438,603	4502,636	0,0000000387
6	7650,21	2636,00	0,904	0,345	0,532	3191,414	2836,369	11249,637	4455,355	0,0000000392
7	7604,99	2606,67	0,901	0,343	0,527	3148,005	2797,789	11058,945	4400,692	0,0000000398
8	7532,08	2577,02	0,894	0,342	0,525	3107,811	2762,067	10866,588	4352,657	0,0000000403
9	7473,19	2547,12	0,889	0,341	0,521	3064,317	2723,411	10672,287	4298,553	0,0000000408
10	7423,13	2516,77	0,885	0,339	0,516	3020,278	2684,272	10476,778	4243,651	0,0000000414
11	7358,65	2485,49	0,879	0,338	0,512	2975,547	2644,517	10279,788	4187,703	0,0000000421
12	7310,26	2467,94	0,875	0,338	0,511	2953,793	2625,183	10081,377	4177,895	0,0000000424
13	7238,52	2412,74	0,871	0,333	0,500	2878,621	2558,374	9883,385	4061,596	0,0000000435
14	7180,72	2382,62	0,865	0,332	0,496	2833,344	2518,134	9683,771	4005,218	0,0000000442
15	7133,09	2349,35	0,861	0,329	0,490	2784,158	2474,420	9483,669	3941,188	0,0000000450
16	7072,02	2315,51	0,855	0,327	0,485	2734,839	2430,588	9282,789	3877,081	0,0000000458
17	7027,83	2280,46	0,852	0,324	0,478	2684,059	2385,458	9081,936	3810,085	0,0000000466
18	6988,60	2244,60	0,848	0,321	0,470	2627,923	2335,566	8880,440	3732,434	0,0000000476
19	6943,18	2207,21	0,844	0,318	0,462	2570,593	2284,615	8679,116	3652,352	0,0000000487
20	6889,88	2167,86	0,838	0,315	0,455	2511,591	2232,176	8478,037	3568,851	0,0000000498
21	6858,99	2110,67	0,835	0,308	0,440	2420,631	2151,336	8277,661	3421,045	0,0000000517
22	6810,14	2035,23	0,830	0,299	0,421	2302,100	2045,992	8079,631	3219,389	0,0000000544
23	6777,05	1961,44	0,827	0,289	0,402	2188,722	1945,227	7886,041	3029,557	0,0000000572
24	6735,29	1885,95	0,822	0,280	0,383	2076,633	1845,608	7697,056	2843,907	0,0000000603

4.2.1.5 Gained Output Ratio (GOR) dan Laju Kondensasi Tiap Stage Evaporator Berdasarkan Data Desain

Secara Umum GOR merupakan perbandingan antara jumlah distilat yang dihasilkan dengan kondensat yang dihasilkan atau jumlah fluida pemanas yang digunakan seperti ditunjukkan oleh gambar 3.6. Untuk mengetahui besarnya GOR perlu diketahui laju kondensasi yang terjadi pada setiap stage sehingga jumlah distilat yang dihasilkan dari tiap stage akan diketahui. Untuk kondisi desain, jumlah kondensat yang dihasilkan adalah sama dengan jumlah uap pemanas yang digunakan yaitu sebesar 11590 kg/jam yang berasal dari ceratan turbin.

$$GOR = \frac{\text{Jumlah Distilat yang dihasilkan}}{\text{Jumlah Fluida pemanas}} = \frac{\text{Jumlah Distilat yang dihasilkan}}{\text{Kondensat yang dihasilkan}}$$

Untuk mencari laju kondensasi perlu dilakukan diketahui parameter parameternya, yaitu :

- A. Jumlah energi yang diserap fluida dingin (Q) (pada stage 1)

$$\begin{aligned} Q &= \dot{m} c_p (T_{co} - T_{ci}) \\ &= 213,89 \frac{kg}{s} 4223,748 \frac{J}{kg \cdot ^\circ C} (107,5 - 104,4)^\circ C \\ &= 2808,06 kW \end{aligned}$$

- B. Nilai entalpi kondensasi (h_{fg}) pada kondisi tekanan di *evaporator chamber* (fluida panas) pada stage 1 dapat dicari menggunakan program X-Steam. Pada stage 1 besarnya tekanan (p) di fluida panas 150,12 kPa (a), untuk tekanan tersebut diperoleh :

$$\begin{aligned} h_g &= 2693,15 \text{ kJ/kg dan } h_f = 467,18 \text{ kJ/kg.} \\ h_{fg} &= h_g - h_f = 2693,15 - 467,18 = 2225,97 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

- C. Laju Kondensasi (\dot{m}_{cond})

$$Q = \dot{m}_{cond} h_{fg}$$

$$\dot{m} = \frac{Q}{h_{fg}} = \frac{2808,06 \text{ kW}}{2225,97 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 1,26 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 4541,40 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Dengan cara yang sama laju kondensasi berdasarkan data desain sampai stage 24 dapat diketahui seperti pada tabel 4.4, sehingga kumulatif distilat yang merupakan total hasil produk sejumlah 89998,33 kg/jam diperoleh.

D. Gained Output Ratio (GOR)

$$\text{GOR} = \frac{\text{Jumlah Distilat yang dihasilkan}}{\text{Kondensat yang dihasilkan}} = \frac{89998,33}{11590} = 7,77$$

Tabel 4.4 Laju Kondensasi Tiap Stage Evaporator Berdasarkan Data Desain

STAGE	FLUIDA PANAS												
	Brine (\dot{m}_{brine})	P	T_{sat}	Temperatur Air Umpan Panas (T_c)			h_g	h_f	h_{fg}	\dot{Q}	Laju Kondensasi Distilat (\dot{m}_{cond})		Kumulatif Distilat
	kg/hr	kPa (a)	$^{\circ}\text{C}$	T_{hi} ($^{\circ}\text{C}$)	T_{ho} ($^{\circ}\text{C}$)	T_{avg}	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg	kW	kg/s	kg/jam	kg/jam
1	770000	150,12	111,37	112,2	111,1	111,7	2693,15	467,18	2225,97	2808,055	1,26	4541,40	4541,40
2	749614	134,38	108,08	111,1	105,7	108,4	2688,14	453,25	2234,89	2742,721	1,23	4418,02	8959,41
3	745197	120,05	104,79	105,7	104,5	105,1	2683,08	439,35	2243,73	2722,183	1,21	4367,67	13327,08
4	740829	107,01	101,51	104,5	99,1	101,8	2677,95	425,48	2252,47	2693,624	1,20	4305,07	17632,14
5	736524	95,34	98,28	99,1	98,0	98,6	2672,84	411,83	2261,01	2664,809	1,18	4242,92	21875,07
6	732281	84,64	95,01	98,0	92,6	95,3	2667,63	398,07	2269,57	2635,996	1,16	4181,23	26056,30
7	728100	75,10	91,79	92,6	91,6	92,1	2662,44	384,52	2277,93	2606,671	1,14	4119,54	30175,84
8	723980	66,44	88,57	91,6	86,2	88,9	2657,19	370,93	2286,25	2577,022	1,13	4057,85	34233,70
9	719922	58,79	85,41	86,2	85,2	85,7	2652,00	357,65	2294,35	2547,116	1,11	3996,62	38230,31
10	715925	51,76	82,18	85,2	79,9	82,5	2646,65	344,10	2302,55	2516,768	1,09	3934,93	42165,24
11	711991	45,65	79,07	79,9	78,9	79,4	2641,45	331,03	2310,42	2485,488	1,08	3872,78	46038,02
12	708118	40,14	75,94	78,9	73,6	76,2	2636,19	317,92	2318,27	2467,936	1,06	3832,41	49870,43
13	704285	35,15	72,78	73,6	72,7	73,1	2630,84	304,67	2326,17	2412,740	1,04	3733,98	53604,41
14	700551	30,86	69,75	72,7	67,4	70,0	2625,67	291,96	2333,71	2382,625	1,02	3675,46	57279,87
15	696876	26,99	66,69	67,4	66,6	67,0	2620,42	279,14	2341,28	2349,350	1,00	3612,41	60892,28
16	693263	23,53	63,61	66,6	61,4	64,0	2615,11	266,27	2348,84	2315,508	0,99	3548,91	64441,19
17	689714	20,57	60,67	61,4	60,6	61,0	2610,01	253,96	2356,05	2280,462	0,97	3484,50	67925,69
18	686229	17,91	57,70	60,6	55,4	58,0	2604,83	241,52	2363,31	2244,602	0,95	3419,18	71344,86
19	682811	15,57	54,75	55,4	54,7	55,1	2599,67	229,18	2370,48	2207,211	0,93	3352,04	74696,91
20	679459	13,64	52,01	54,7	49,7	52,2	2594,85	217,73	2377,12	2167,865	0,91	3283,09	77980,00
21	676175	11,71	48,92	49,7	49,1	49,4	2589,41	204,83	2384,58	2110,666	0,89	3186,48	81166,48
22	672989	10,18	46,15	49,1	44,2	46,6	2584,49	193,24	2391,25	2035,225	0,85	3064,01	84230,48
23	669925	8,75	43,22	44,2	43,8	44,0	2579,28	180,99	2398,29	1961,442	0,82	2944,25	87174,74
24	666980	7,63	40,61	43,8	39,0	41,4	2574,64	170,11	2404,53	1885,953	0,78	2823,60	89998,33

4.2.2 Perhitungan Berdasarkan Data Operasi Aktual Evaporator

Pengambilan data parameter operasi aktual dilakukan sebanyak 25 sampel data. Data operasi aktual diambil dengan tiga cara yaitu :

1. Diperoleh dari pencatatan indikator alat ukur/ yang terpasang pada peralatan .parameter operasi tersebut adalah :
 - Laju air umpan
 - Tekanan dan temperatur fluida panas pada evaporator chamber
 - Laju distilat (produk)
 - Temperatur Distilat
2. Pengukuran secara manual, parameter operasi tersebut adalah temperatur permukaan tube (bagian sisi keluar dan bagian tengah) yang merupakan hasil pengukuran menggunakan termometer laser (*Infrared Thermo Gun*), untuk temperatur tube sisi masuk (T_{ti}) dihitung berdasarkan data temperatur sisi masuk dan bagian tengah.
$$T_{ti} = 2T_{avg} - T_{to}$$
3. Data terkait dimensi tube yang diperoleh berdasarkan data desain peralatan. Data tersebut adalah :
 - Diameter Luar Tube (D_o) = 16 mm = 0,016 m
 - Diameter Dalam Tube (D_i) = 14,22 mm = 0,01422 m
 - Panjang Tube (L) = 89,46 m
 - Jumlah Tube (N) = 814 Jumlah tingkat /Stage = 24
 - Luas permukaan perpindahan panas sisi luar tube (A_o): 3660,355 m²
 - Luas permukaan perpindahan panas sisi luar tube /Stage (A_{so}): 152,515 m²
 - Luas permukaan perpindahan panas sisi dalam tube (A_i): 3253,140 m²
 - Luas permukaan perpindahan panas sisi dalam tube /Stage (A_{si}): 135,548 m²

- Luas aliran (A_{flow}): $N \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_t^2 = 0,1293 \text{ m}^2$
- Temperatur air umpan keluar dari brine heater 115 °C

Perhitungan yang dituliskan hanya menggunakan satu sampel data. Hasil perhitungan sampel data lainnya akan ditampilkan pada tabel rekapitulasi hasil perhitungan.

4.2.2.1 Data Laju Air Umpan, Laju Distilat (Produk), Temperatur Distilat

DATA	LAJU AIR UMPAN (m)	LAJU DISTILAT	TEMPERATUR DISTILAT
	kg/jam	kg/jam	°C
1	605000	71610	38,5
2	600000	72000	38,4
3	600000	71500	38,5
4	600000	70000	39,0
5	600000	72000	38,4
6	585000	70800	38,7
7	575000	68900	39,4
8	569000	66470	40,1
9	550000	64000	41,0
10	550000	65000	41,0
11	548000	65200	40,5
12	541000	64900	40,6
13	537000	63800	41,0
14	534000	66110	40,3
15	594000	74570	37,5
16	581000	70120	39,0
17	583000	69000	39,3
18	578000	68900	39,4
19	580000	69100	39,3
20	571000	69040	39,3
21	541000	62500	41,4
22	537000	64000	41,0
23	524000	62000	41,6
24	592000	70300	38,9
25	587000	71410	38,6

4.2.2.2 DATA TEKANAN OPERASI AKTUAL EVAPORATOR CHAMBER (AIR UMPAN PANAS)

STAGE	DATA TEKANAN AKTUAL DALAM SATUAN kPa (a)																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1	131,0	126,1	131,0	111,2	145,9	140,9	131,0	131,0	150,8	150,8	150,8	131,0	131,0	140,9	150,8	136,0	131,0	131,0	140,9	140,9	131,0	131,0	140,9	131,0	160,7
2	117,2	114,5	117,2	106,6	125,1	122,4	117,2	117,2	127,7	127,7	127,7	117,2	117,2	122,4	127,7	119,8	117,2	117,2	122,4	122,4	117,2	117,2	122,4	117,2	133,0
3	103,3	103,0	103,3	102,0	104,3	104,0	103,3	103,3	104,6	104,6	104,6	103,3	103,3	104,0	104,6	103,6	103,3	103,3	104,0	104,0	103,3	103,3	104,0	103,3	105,3
4	93,3	94,7	93,3	98,7	89,3	90,7	93,3	93,3	88,0	88,0	88,0	93,3	93,3	90,7	88,0	92,0	93,3	93,3	90,7	90,7	93,3	93,3	90,7	93,3	85,3
5	80,0	81,3	80,0	85,3	76,0	77,3	80,0	80,0	74,7	74,7	74,7	80,0	80,0	77,3	74,7	78,7	80,0	80,0	77,3	77,3	80,0	80,0	77,3	80,0	72,0
6	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0	72,0
7	69,3	68,0	69,3	66,7	66,7	68,0	68,0	68,0	66,7	66,7	66,7	68,0	69,3	69,3	66,7	66,7	68,0	68,0	68,0	68,0	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7
8	42,7	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3	41,3
9	37,3	37,3	37,3	38,7	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3	37,3
10	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0
11	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7	30,7
12	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3	29,3
13	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0
14	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7	26,7
15	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3
16	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0
17	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0
18	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	17,3	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0
19	14,7	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	16,0	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3
20	13,3	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	14,7	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0	12,0
21	12,0	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	13,3	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7
22	10,7	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	12,0	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3	9,3
23	5,6	5,0	5,0	5,2	5,1	5,1	5,2	5,4	5,4	5,0	6,6	5,5	5,1	5,3	5,2	5,2	5,2	5,3	5,2	5,3	5,4	5,4	5,4	5,5	5,4
24	0,8	0,7	0,6	1,1	0,9	0,9	1,1	1,5	1,5	0,7	1,2	1,7	0,8	1,2	1,0	1,1	1,1	1,2	1,1	1,3	1,5	1,5	1,5	1,6	1,5

4.2.2.3 DATA TEMPERATUR OPERASI AKTUAL EVAPORATOR CHAMBER (AIR UMPAN PANAS) T_{avg}

STAGE	DATA TEMPERATUR FLUIDA PANAS BRINE (T_{avg}) DALAM °C																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1	111,6	111,6	111,6	111,6	111,6	111,6	111,6	111,7	111,7	111,7	111,7	111,7	111,7	111,7	111,6	111,6	111,6	111,6	111,6	111,6	111,7	111,7	111,7	111,6	111,6
2	108,2	108,2	108,2	108,3	108,2	108,3	108,3	108,4	108,4	108,4	108,4	108,4	108,4	108,4	108,2	108,3	108,3	108,3	108,3	108,3	108,5	108,4	108,5	108,3	108,2
3	104,9	104,9	104,9	104,9	104,9	104,9	105,0	105,1	105,2	105,2	105,1	105,1	105,2	105,1	104,8	104,9	105,0	105,0	105,0	105,0	105,2	105,2	105,3	104,9	104,9
4	101,5	101,5	101,5	101,6	101,5	101,6	101,7	101,8	101,9	101,9	101,9	101,9	102,0	101,8	101,4	101,6	101,7	101,7	101,7	101,7	102,0	101,9	102,1	101,6	101,5
5	98,2	98,2	98,2	98,3	98,2	98,3	98,4	98,6	98,7	98,7	98,6	98,7	98,7	98,6	98,0	98,3	98,4	98,4	98,4	98,4	98,8	98,7	98,9	98,3	98,2
6	94,9	94,9	94,9	95,0	94,9	95,0	95,1	95,3	95,5	95,5	95,4	95,4	95,5	95,3	94,7	95,0	95,1	95,1	95,1	95,1	95,6	95,5	95,7	95,0	94,9
7	91,6	91,6	91,6	91,8	91,6	91,7	91,9	92,1	92,3	92,3	92,2	92,2	92,3	92,1	91,3	91,7	91,8	91,9	91,8	91,8	92,5	92,3	92,5	91,7	91,6
8	88,3	88,3	88,3	88,5	88,3	88,4	88,6	88,9	89,1	89,1	89,0	89,0	89,2	88,9	88,0	88,5	88,6	88,6	88,6	88,6	89,3	89,1	89,4	88,5	88,3
9	85,1	85,0	85,1	85,3	85,0	85,2	85,4	85,7	86,0	86,0	85,8	85,9	86,0	85,7	84,7	85,2	85,4	85,4	85,4	85,4	86,2	86,0	86,2	85,2	85,1
10	81,8	81,8	81,8	82,0	81,8	81,9	82,2	82,5	82,8	82,8	82,7	82,7	82,9	82,6	81,4	82,0	82,2	82,2	82,1	82,2	83,0	82,8	83,1	82,0	81,8
11	78,6	78,5	78,6	78,8	78,5	78,7	79,0	79,3	79,7	79,7	79,5	79,6	79,7	79,4	78,1	78,8	79,0	79,0	79,0	79,0	79,9	79,7	80,0	78,8	78,6
12	75,4	75,3	75,4	75,6	75,3	75,5	75,8	76,2	76,6	76,6	76,4	76,4	76,6	76,3	74,9	75,6	75,8	75,8	75,8	75,8	76,8	76,6	76,9	75,6	75,4
13	72,2	72,1	72,2	72,5	72,1	72,3	72,7	73,1	73,5	73,5	73,3	73,4	73,6	73,2	71,7	72,5	72,7	72,7	72,6	72,6	73,8	73,5	73,9	72,4	72,2
14	69,0	69,0	69,1	69,4	69,0	69,2	69,6	70,0	70,5	70,5	70,3	70,3	70,5	70,1	68,5	69,3	69,5	69,6	69,5	69,5	70,8	70,5	70,9	69,3	69,1
15	65,9	65,9	65,9	66,3	65,8	66,1	66,5	67,0	67,5	67,5	67,2	67,3	67,5	67,0	65,3	66,2	66,5	66,5	66,4	66,4	67,8	67,5	67,9	66,2	66,0
16	62,8	62,7	62,9	63,2	62,7	63,0	63,4	63,9	64,5	64,5	64,2	64,3	64,5	64,0	62,2	63,2	63,4	63,4	63,4	63,4	64,8	64,5	64,9	63,1	62,9
17	59,8	59,7	59,8	60,1	59,7	59,9	60,4	60,9	61,5	61,5	61,2	61,3	61,6	61,0	59,1	60,1	60,4	60,4	60,3	60,4	61,9	61,5	62,0	60,1	59,8
18	56,7	56,6	56,8	57,1	56,6	56,9	57,4	58,0	58,6	58,6	58,3	58,3	58,6	58,1	56,0	57,1	57,4	57,4	57,3	57,4	58,9	58,6	59,1	57,0	56,8
19	53,7	53,6	53,8	54,2	53,6	53,9	54,4	55,0	55,7	55,7	55,4	55,4	55,7	55,1	53,0	54,1	54,4	54,4	54,4	54,4	56,1	55,7	56,2	54,1	53,8
20	50,8	50,7	50,8	51,2	50,7	51,0	51,5	52,1	52,8	52,8	52,5	52,6	52,9	52,3	50,0	51,2	51,5	51,5	51,4	51,5	53,2	52,8	53,4	51,1	50,8
21	47,9	47,8	47,9	48,3	47,8	48,1	48,6	49,3	50,0	50,0	49,7	49,8	50,1	49,4	47,0	48,3	48,6	48,6	48,6	48,6	50,5	50,0	50,6	48,2	47,9
22	45,1	44,9	45,1	45,5	44,9	45,3	45,9	46,6	47,3	47,3	46,9	47,0	47,4	46,7	44,2	45,5	45,8	45,9	45,8	45,8	47,8	47,3	47,9	45,4	45,1
23	42,3	42,2	42,4	42,8	42,2	42,6	43,2	43,9	44,7	44,7	44,3	44,4	44,8	44,0	41,4	42,8	43,1	43,2	43,1	43,1	45,2	44,7	45,3	42,7	42,4
24	39,7	39,6	39,7	40,2	39,6	39,9	40,6	41,3	42,2	42,2	41,7	41,8	42,2	41,5	38,7	40,2	40,5	40,6	40,5	40,5	42,6	42,2	42,8	40,1	39,8

4.2.2.4 DATA OPERASI AKTUAL TEMPERATUR PERMUKAAN TUBE SISI MASUK (T_{ti})

STAGE	DATA TEMPERATUR PERMUKAAN TUBE SISI MASUK (°C)																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1	101,9	101,9	101,9	102,0	101,9	101,9	101,9	102,0	102,1	102,0	102,0	102,0	102,0	101,9	101,8	101,9	102,0	102,0	101,9	101,9	102,1	102,0	102,1	101,9	101,9
2	98,3	98,2	98,3	98,3	98,2	98,3	98,3	98,4	98,5	98,5	98,4	98,4	98,5	98,4	98,1	98,3	98,3	98,3	98,3	98,3	98,6	98,5	98,5	98,3	98,2
3	94,9	94,9	94,9	95,0	94,9	94,9	95,0	95,1	95,2	95,2	95,2	95,2	95,2	95,1	94,7	94,9	95,0	95,0	95,0	95,0	95,3	95,2	95,3	95,0	94,9
4	91,6	91,5	91,6	91,7	91,5	91,6	91,7	91,8	92,0	92,0	91,9	91,9	92,0	91,8	91,3	91,6	91,7	91,7	91,7	91,7	92,1	92,0	92,1	91,6	91,5
5	88,2	88,2	88,2	88,3	88,2	88,2	88,4	88,6	88,8	88,7	88,6	88,6	88,7	88,5	87,9	88,3	88,4	88,4	88,4	88,4	88,9	88,7	88,9	88,3	88,2
6	84,9	84,8	84,9	85,0	84,8	84,9	85,1	85,3	85,5	85,5	85,4	85,4	85,5	85,3	84,6	85,0	85,1	85,1	85,1	85,1	85,6	85,5	85,7	85,0	84,9
7	81,6	81,5	81,6	81,7	81,5	81,6	81,8	82,1	82,3	82,3	82,2	82,2	82,3	82,0	81,2	81,7	81,8	81,8	81,8	81,8	82,5	82,3	82,5	81,7	81,5
8	78,3	78,2	78,3	78,5	78,2	78,3	78,5	78,8	79,1	79,1	78,9	79,0	79,1	78,8	77,9	78,4	78,5	78,6	78,5	78,5	79,3	79,1	79,3	78,4	78,3
9	75,0	74,9	75,0	75,2	74,9	75,0	75,3	75,6	75,9	75,9	75,7	75,8	75,9	75,6	74,5	75,1	75,3	75,3	75,3	75,3	76,1	75,9	76,1	75,1	75,0
10	71,7	71,6	71,7	72,0	71,6	71,8	72,1	72,4	72,8	72,7	72,6	72,6	72,8	72,4	71,2	71,9	72,1	72,1	72,0	72,0	73,0	72,7	73,0	71,9	71,7
11	68,5	68,4	68,5	68,7	68,4	68,6	68,9	69,2	69,6	69,6	69,4	69,4	69,6	69,2	67,9	68,7	68,9	68,9	68,8	68,8	69,9	69,6	69,9	68,7	68,5
12	65,2	65,2	65,2	65,5	65,2	65,3	65,7	66,1	66,5	66,5	66,3	66,3	66,5	66,1	64,7	65,5	65,7	65,7	65,6	65,6	66,7	66,5	66,8	65,4	65,2
13	62,1	62,0	62,1	62,4	62,0	62,2	62,5	63,0	63,4	63,4	63,2	63,2	63,4	63,0	61,5	62,3	62,5	62,5	62,5	62,5	63,7	63,4	63,8	62,3	62,1
14	58,9	58,8	58,9	59,2	58,8	59,0	59,4	59,9	60,4	60,3	60,1	60,1	60,4	59,9	58,2	59,1	59,4	59,4	59,4	59,3	60,6	60,3	60,7	59,1	58,9
15	55,8	55,7	55,8	56,1	55,7	55,9	56,3	56,8	57,3	57,3	57,0	57,1	57,3	56,8	55,1	56,0	56,3	56,3	56,2	56,2	57,6	57,3	57,7	56,0	55,8
16	52,6	52,5	52,6	53,0	52,5	52,8	53,2	53,7	54,3	54,3	54,0	54,0	54,3	53,7	51,9	52,9	53,2	53,2	53,2	53,1	54,6	54,3	54,7	52,9	52,6
17	49,5	49,4	49,6	49,9	49,4	49,7	50,2	50,7	51,3	51,3	51,0	51,1	51,3	50,7	48,8	49,9	50,1	50,2	50,1	50,1	51,7	51,3	51,8	49,8	49,6
18	46,5	46,4	46,5	46,9	46,4	46,6	47,1	47,7	48,4	48,3	48,0	48,1	48,4	47,8	45,7	46,8	47,1	47,1	47,1	47,1	48,7	48,3	48,8	46,8	46,5
19	43,5	43,3	43,5	43,9	43,3	43,6	44,1	44,8	45,4	45,4	45,1	45,1	45,5	44,8	42,6	43,8	44,1	44,1	44,1	44,1	45,8	45,4	45,9	43,8	43,5
20	40,5	40,3	40,5	40,9	40,3	40,7	41,2	41,9	42,6	42,5	42,2	42,2	42,6	41,9	39,6	40,8	41,2	41,2	41,1	41,1	43,0	42,5	43,1	40,8	40,5
21	37,5	37,4	37,5	38,0	37,4	37,7	38,3	39,0	39,7	39,7	39,3	39,4	39,7	39,0	36,6	37,9	38,3	38,3	38,2	38,2	40,1	39,7	40,2	37,9	37,5
22	34,6	34,5	34,6	35,1	34,5	34,8	35,4	36,1	36,9	36,9	36,5	36,6	36,9	36,2	33,6	35,0	35,4	35,4	35,3	35,3	37,4	36,9	37,5	35,0	34,6
23	31,8	31,7	31,8	32,3	31,7	32,0	32,6	33,4	34,2	34,2	33,8	33,9	34,2	33,5	30,8	32,2	32,6	32,6	32,6	32,6	34,7	34,2	34,8	32,2	31,8
24	29,1	29,0	29,1	29,7	29,0	29,3	30,0	30,8	31,6	31,6	31,2	31,2	31,6	30,8	28,1	29,6	29,9	30,0	29,9	29,9	32,1	31,6	32,2	29,5	29,1

4.2.2.5 DATA OPERASI AKTUAL TEMPERATUR PERMUKAAN TUBE BAGIAN TENGAH (T_{avg})

STAGE	DATA TEMPERATUR PERMUKAAN TUBE BAGIAN TENGAH T_{avg} ($^{\circ}\text{C}$)																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1	103,4	103,4	103,4	103,5	103,4	103,4	103,5	103,5	103,5	103,5	103,5	103,5	103,5	103,5	103,4	103,4	103,5	103,5	103,5	103,5	103,6	103,5	103,6	103,4	103,4
2	99,8	99,7	99,8	99,8	99,7	99,8	99,8	99,9	100,0	100,0	99,9	99,9	100,0	99,9	99,7	99,8	99,8	99,8	99,8	99,8	100,0	100,0	100,0	99,8	99,8
3	96,4	96,4	96,4	96,5	96,4	96,4	96,5	96,6	96,7	96,7	96,6	96,7	96,6	96,3	96,5	96,5	96,5	96,5	96,5	96,5	96,8	96,7	96,8	96,4	96,4
4	93,1	93,0	93,0	93,1	93,0	93,1	93,2	93,3	93,4	93,4	93,4	93,4	93,4	93,3	92,9	93,1	93,2	93,2	93,2	93,2	93,5	93,4	93,5	93,1	93,0
5	89,7	89,7	89,7	89,8	89,7	89,7	89,9	90,0	90,2	90,2	90,1	90,1	90,2	90,0	89,5	89,8	89,9	89,9	89,8	89,9	90,3	90,2	90,3	89,8	89,7
6	86,3	86,3	86,3	86,5	86,3	86,4	86,6	86,7	87,0	87,0	86,8	86,9	87,0	86,8	86,1	86,5	86,5	86,6	86,5	86,5	87,1	87,0	87,1	86,4	86,4
7	83,0	83,0	83,0	83,2	83,0	83,1	83,3	83,5	83,7	83,7	83,6	83,6	83,8	83,5	82,7	83,2	83,3	83,3	83,2	83,3	83,9	83,7	83,9	83,1	83,0
8	79,7	79,7	79,7	79,9	79,7	79,8	80,0	80,3	80,5	80,5	80,4	80,4	80,6	80,3	79,4	79,9	80,0	80,0	80,0	80,0	80,7	80,5	80,7	79,9	79,7
9	76,4	76,4	76,4	76,6	76,4	76,5	76,7	77,0	77,3	77,3	77,2	77,2	77,4	77,1	76,0	76,6	76,7	76,7	76,7	76,7	77,5	77,3	77,6	76,6	76,4
10	73,1	73,1	73,2	73,4	73,1	73,2	73,5	73,8	74,2	74,2	74,0	74,0	74,2	73,9	72,7	73,3	73,5	73,5	73,5	73,5	74,4	74,2	74,4	73,3	73,2
11	69,9	69,8	69,9	70,1	69,8	70,0	70,3	70,6	71,0	71,0	70,8	70,9	71,0	70,7	69,4	70,1	70,3	70,3	70,3	70,3	71,2	71,0	71,3	70,1	69,9
12	66,6	66,6	66,7	66,9	66,6	66,8	67,1	67,5	67,9	67,9	67,7	67,7	67,9	67,5	66,2	66,9	67,1	67,1	67,1	67,1	68,1	67,9	68,2	66,9	66,7
13	63,5	63,4	63,5	63,7	63,4	63,6	63,9	64,3	64,8	64,8	64,6	64,6	64,8	64,4	62,9	63,7	63,9	63,9	63,9	63,9	65,1	64,8	65,1	63,7	63,5
14	60,3	60,2	60,3	60,6	60,2	60,4	60,8	61,2	61,7	61,7	61,5	61,5	61,7	61,3	59,7	60,5	60,8	60,8	60,7	60,7	62,0	61,7	62,1	60,5	60,3
15	57,1	57,0	57,1	57,4	57,0	57,3	57,7	58,1	58,7	58,7	58,4	58,5	58,7	58,2	56,5	57,4	57,6	57,7	57,6	57,6	59,0	58,7	59,1	57,4	57,2
16	54,0	53,9	54,0	54,3	53,9	54,1	54,6	55,1	55,6	55,6	55,3	55,4	55,7	55,2	53,3	54,3	54,5	54,6	54,5	54,5	55,9	55,6	56,1	54,3	54,0
17	50,9	50,8	50,9	51,3	50,8	51,1	51,5	52,0	52,6	52,6	52,3	52,4	52,7	52,1	50,2	51,2	51,5	51,5	51,5	51,5	53,0	52,6	53,1	51,2	50,9
18	47,8	47,7	47,8	48,2	47,7	48,0	48,5	49,0	49,7	49,6	49,3	49,4	49,7	49,1	47,1	48,2	48,4	48,5	48,4	48,4	50,0	49,6	50,1	48,1	47,8
19	44,8	44,7	44,8	45,2	44,7	45,0	45,5	46,1	46,7	46,7	46,4	46,5	46,8	46,2	44,0	45,1	45,4	45,4	45,4	45,4	47,1	46,7	47,2	45,1	44,8
20	41,7	41,7	41,8	42,2	41,6	42,0	42,5	43,1	43,8	43,8	43,5	43,5	43,9	43,2	40,9	42,2	42,5	42,5	42,4	42,4	44,2	43,8	44,3	42,1	41,8
21	38,8	38,7	38,8	39,2	38,7	39,0	39,5	40,2	40,9	40,9	40,6	40,7	41,0	40,3	37,9	39,2	39,5	39,5	39,5	39,5	41,4	40,9	41,5	39,1	38,8
22	35,8	35,7	35,9	36,3	35,7	36,1	36,6	37,3	38,1	38,1	37,7	37,8	38,1	37,5	34,9	36,3	36,6	36,6	36,6	36,6	38,5	38,1	38,7	36,2	35,9
23	33,0	32,9	33,0	33,5	32,9	33,2	33,8	34,6	35,3	35,3	34,9	35,0	35,4	34,7	32,1	33,4	33,8	33,8	33,8	33,8	35,8	35,3	36,0	33,4	33,0
24	30,2	30,1	30,3	30,7	30,1	30,5	31,1	31,9	32,7	32,7	32,3	32,4	32,8	32,0	29,3	30,7	31,1	31,1	31,0	31,1	33,2	32,7	33,3	30,6	30,3

4.2.2.6 DATA OPERASI AKTUAL TEMPERATUR PERMUKAAN TUBE SISI KELUAR (T_{to})

STAGE	DATA TEMPERATUR PERMUKAAN TUBE SISI KELUAR																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1	104,9	104,9	104,9	104,9	104,9	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,1	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,1	105,0	105,0
2	101,2	101,2	101,3	101,3	101,2	101,3	101,3	101,4	101,4	101,4	101,4	101,4	101,5	101,4	101,2	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,5	101,5	101,5	101,3	101,3
3	97,9	97,9	97,9	97,9	97,9	97,9	98,0	98,1	98,2	98,2	98,1	98,2	98,2	98,2	97,8	98,0	98,0	98,0	98,0	98,0	98,2	98,2	98,3	97,9	97,9
4	94,6	94,5	94,5	94,6	94,5	94,6	94,7	94,8	94,9	94,9	94,8	94,9	94,9	94,9	94,4	94,6	94,6	94,7	94,6	94,7	95,0	94,9	95,0	94,6	94,5
5	91,1	91,1	91,2	91,2	91,1	91,2	91,3	91,5	91,6	91,7	91,6	91,6	91,7	91,6	91,0	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,7	91,7	91,8	91,2	91,2
6	87,8	87,8	87,8	87,9	87,8	87,9	88,0	88,2	88,4	88,4	88,3	88,4	88,4	88,3	87,6	87,9	88,0	88,0	88,0	88,0	88,5	88,4	88,6	87,9	87,8
7	84,5	84,4	84,5	84,6	84,4	84,6	84,7	84,9	85,2	85,2	85,1	85,1	85,2	85,0	84,3	84,6	84,7	84,7	84,7	84,7	85,3	85,2	85,4	84,6	84,5
8	81,1	81,1	81,2	81,3	81,1	81,3	81,5	81,7	81,9	82,0	81,8	81,9	82,0	81,8	80,9	81,3	81,4	81,5	81,4	81,5	82,1	82,0	82,2	81,3	81,2
9	77,8	77,8	77,9	78,0	77,8	78,0	78,2	78,4	78,7	78,8	78,6	78,7	78,8	78,6	77,6	78,1	78,2	78,2	78,2	78,2	78,9	78,8	79,0	78,0	77,9
10	74,6	74,5	74,6	74,8	74,5	74,7	74,9	75,2	75,6	75,6	75,4	75,5	75,6	75,4	74,2	74,8	74,9	74,9	74,9	74,9	75,8	75,6	75,9	74,7	74,6
11	71,3	71,3	71,3	71,5	71,3	71,4	71,7	72,0	72,4	72,4	72,2	72,3	72,5	72,2	70,9	71,5	71,7	71,7	71,7	71,7	72,6	72,4	72,7	71,5	71,4
12	68,1	68,0	68,1	68,3	68,0	68,2	68,5	68,9	69,3	69,3	69,1	69,2	69,3	69,0	67,7	68,3	68,5	68,5	68,5	68,5	69,5	69,3	69,6	68,3	68,1
13	64,8	64,8	64,9	65,1	64,8	65,0	65,3	65,7	66,2	66,2	66,0	66,0	66,2	65,9	64,4	65,1	65,3	65,3	65,3	65,3	66,4	66,2	66,5	65,1	64,9
14	61,6	61,6	61,7	61,9	61,6	61,8	62,2	62,6	63,1	63,1	62,8	62,9	63,1	62,7	61,2	61,9	62,1	62,2	62,1	62,2	63,3	63,1	63,5	61,9	61,7
15	58,5	58,4	58,5	58,8	58,4	58,7	59,0	59,5	60,0	60,0	59,8	59,8	60,1	59,6	58,0	58,8	59,0	59,0	59,0	59,0	60,3	60,0	60,4	58,7	58,6
16	55,3	55,3	55,4	55,7	55,3	55,5	55,9	56,4	56,9	57,0	56,7	56,8	57,0	56,6	54,8	55,7	55,9	55,9	55,9	55,9	57,3	57,0	57,4	55,6	55,4
17	52,2	52,1	52,2	52,6	52,1	52,4	52,9	53,4	53,9	54,0	53,7	53,8	54,0	53,5	51,6	52,6	52,8	52,8	52,8	52,8	54,3	54,0	54,4	52,5	52,3
18	49,1	49,0	49,2	49,5	49,0	49,3	49,8	50,3	50,9	51,0	50,7	50,7	51,0	50,5	48,5	49,5	49,7	49,8	49,7	49,8	51,3	51,0	51,5	49,4	49,2
19	46,1	46,0	46,1	46,5	46,0	46,3	46,8	47,3	48,0	48,0	47,7	47,8	48,1	47,5	45,4	46,5	46,7	46,8	46,7	46,7	48,4	48,0	48,5	46,4	46,1
20	43,0	43,0	43,1	43,5	42,9	43,3	43,8	44,4	45,1	45,1	44,8	44,8	45,1	44,6	42,3	43,5	43,7	43,8	43,7	43,8	45,5	45,1	45,6	43,4	43,1
21	40,0	39,9	40,1	40,5	39,9	40,3	40,8	41,4	42,2	42,2	41,8	41,9	42,2	41,6	39,3	40,5	40,8	40,8	40,7	40,8	42,6	42,2	42,7	40,4	40,1
22	37,0	36,9	37,1	37,5	36,9	37,3	37,9	38,5	39,3	39,3	38,9	39,0	39,4	38,7	36,2	37,5	37,8	37,8	37,8	37,8	39,7	39,3	39,9	37,4	37,1
23	34,1	34,0	34,2	34,6	34,0	34,4	35,0	35,7	36,5	36,5	36,1	36,2	36,6	35,9	33,3	34,6	34,9	35,0	34,9	35,0	36,9	36,5	37,1	34,5	34,2
24	31,3	31,2	31,4	31,8	31,2	31,6	32,2	33,0	33,8	33,8	33,4	33,5	33,9	33,2	30,5	31,9	32,2	32,2	32,2	32,2	34,3	33,8	34,5	31,8	31,4

4.2.2.7 TEMPERATUR AIR UMPAN PADA TUBE (AIR UMPAN DINGIN)

Temperatur air umpan dalam tube diasumsikan sama dengan temperatur pada permukaan tube (tube dianggap tipis sekali) .

$$T_{\text{cavg}} = T_{\text{tavg}} = \frac{T_{\text{ti}} + T_{\text{to}}}{2}$$

T_{cavg} = Temperatur rata-rata fluida dalam tube (°C)

$T_{\text{ci}} = T_{\text{ti}}$ = Temperatur fluida masuk tube (°C)

$T_{\text{co}} = T_{\text{to}}$ = Temperatur fluida keluar tube (°C)

A. DATA OPERASI AKTUAL TEMPERATUR AIR UMPAN DALAM TUBE SISI MASUK (T_{ci})

STAGE	DATA TEMPERATUR AIR UMPAN PADA TUBE SISI MASUK (°C)																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1	101,9	101,9	101,9	102,0	101,9	101,9	101,9	102,0	102,1	102,0	102,0	102,0	102,0	101,9	101,8	101,9	102,0	102,0	101,9	101,9	102,1	102,0	102,1	101,9	101,9
2	98,3	98,2	98,3	98,3	98,2	98,3	98,3	98,4	98,5	98,5	98,4	98,4	98,5	98,4	98,1	98,3	98,3	98,3	98,3	98,3	98,6	98,5	98,5	98,3	98,2
3	94,9	94,9	94,9	95,0	94,9	94,9	95,0	95,1	95,2	95,2	95,2	95,2	95,2	95,1	94,7	94,9	95,0	95,0	95,0	95,0	95,3	95,2	95,3	95,0	94,9
4	91,6	91,5	91,6	91,7	91,5	91,6	91,7	91,8	92,0	92,0	91,9	91,9	92,0	91,8	91,3	91,6	91,7	91,7	91,7	91,7	92,1	92,0	92,1	91,6	91,5
5	88,2	88,2	88,2	88,3	88,2	88,2	88,4	88,6	88,8	88,7	88,6	88,6	88,7	88,5	87,9	88,3	88,4	88,4	88,4	88,4	88,9	88,7	88,9	88,3	88,2
6	84,9	84,8	84,9	85,0	84,8	84,9	85,1	85,3	85,5	85,5	85,4	85,4	85,5	85,3	84,6	85,0	85,1	85,1	85,1	85,1	85,6	85,5	85,7	85,0	84,9
7	81,6	81,5	81,6	81,7	81,5	81,6	81,8	82,1	82,3	82,3	82,2	82,2	82,3	82,0	81,2	81,7	81,8	81,8	81,8	81,8	82,5	82,3	82,5	81,7	81,5
8	78,3	78,2	78,3	78,5	78,2	78,3	78,5	78,8	79,1	79,1	78,9	79,0	79,1	78,8	77,9	78,4	78,5	78,6	78,5	78,5	79,3	79,1	79,3	78,4	78,3
9	75,0	74,9	75,0	75,2	74,9	75,0	75,3	75,6	75,9	75,9	75,7	75,8	75,9	75,6	74,5	75,1	75,3	75,3	75,3	75,3	76,1	75,9	76,1	75,1	75,0
10	71,7	71,6	71,7	72,0	71,6	71,8	72,1	72,4	72,8	72,7	72,6	72,6	72,8	72,4	71,2	71,9	72,1	72,1	72,0	72,0	73,0	72,7	73,0	71,9	71,7
11	68,5	68,4	68,5	68,7	68,4	68,6	68,9	69,2	69,6	69,6	69,4	69,4	69,6	69,2	67,9	68,7	68,9	68,9	68,8	68,8	69,9	69,6	69,9	68,7	68,5
12	65,2	65,2	65,2	65,5	65,2	65,3	65,7	66,1	66,5	66,5	66,3	66,3	66,5	66,1	64,7	65,5	65,7	65,7	65,6	65,6	66,7	66,5	66,8	65,4	65,2
13	62,1	62,0	62,1	62,4	62,0	62,2	62,5	63,0	63,4	63,4	63,2	63,2	63,4	63,0	61,5	62,3	62,5	62,5	62,5	62,5	63,7	63,4	63,8	62,3	62,1
14	58,9	58,8	58,9	59,2	58,8	59,0	59,4	59,9	60,4	60,3	60,1	60,1	60,4	59,9	58,2	59,1	59,4	59,4	59,4	59,3	60,6	60,3	60,7	59,1	58,9
15	55,8	55,7	55,8	56,1	55,7	55,9	56,3	56,8	57,3	57,3	57,0	57,1	57,3	56,8	55,1	56,0	56,3	56,3	56,2	56,2	57,6	57,3	57,7	56,0	55,8
16	52,6	52,5	52,6	53,0	52,5	52,8	53,2	53,7	54,3	54,3	54,0	54,0	54,3	53,7	51,9	52,9	53,2	53,2	53,2	53,1	54,6	54,3	54,7	52,9	52,6
17	49,5	49,4	49,6	49,9	49,4	49,7	50,2	50,7	51,3	51,3	51,0	51,1	51,3	50,7	48,8	49,9	50,1	50,2	50,1	50,1	51,7	51,3	51,8	49,8	49,6
18	46,5	46,4	46,5	46,9	46,4	46,6	47,1	47,7	48,4	48,3	48,0	48,1	48,4	47,8	45,7	46,8	47,1	47,1	47,1	47,1	48,7	48,3	48,8	46,8	46,5
19	43,5	43,3	43,5	43,9	43,3	43,6	44,1	44,8	45,4	45,4	45,1	45,1	45,5	44,8	42,6	43,8	44,1	44,1	44,1	44,1	45,8	45,4	45,9	43,8	43,5
20	40,5	40,3	40,5	40,9	40,3	40,7	41,2	41,9	42,6	42,5	42,2	42,2	42,6	41,9	39,6	40,8	41,2	41,2	41,1	41,1	43,0	42,5	43,1	40,8	40,5
21	37,5	37,4	37,5	38,0	37,4	37,7	38,3	39,0	39,7	39,7	39,3	39,4	39,7	39,0	36,6	37,9	38,3	38,3	38,2	38,2	40,1	39,7	40,2	37,9	37,5
22	34,6	34,5	34,6	35,1	34,5	34,8	35,4	36,1	36,9	36,9	36,5	36,6	36,9	36,2	33,6	35,0	35,4	35,4	35,3	35,3	37,4	36,9	37,5	35,0	34,6
23	31,8	31,7	31,8	32,3	31,7	32,0	32,6	33,4	34,2	34,2	33,8	33,9	34,2	33,5	30,8	32,2	32,6	32,6	32,6	32,6	34,7	34,2	34,8	32,2	31,8
24	29,1	29,0	29,1	29,7	29,0	29,3	30,0	30,8	31,6	31,6	31,2	31,2	31,6	30,8	28,1	29,6	29,9	30,0	29,9	29,9	32,1	31,6	32,2	29,5	29,1

B. DATA OPERASI AKTUAL TEMPERATUR AIR UMPAN DALAM TUBE SISI KELUAR (T_{co})

STAGE	DATA TEMPERATUR AIR UMPAN PADA TUBE SISI KELUAR (°C)																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1	104,9	104,9	104,9	104,9	104,9	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,1	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,0	105,1	105,0	105,0
2	101,2	101,2	101,3	101,3	101,2	101,3	101,3	101,4	101,4	101,4	101,4	101,4	101,5	101,4	101,2	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,5	101,5	101,5	101,3	101,3
3	97,9	97,9	97,9	97,9	97,9	97,9	98,0	98,1	98,2	98,2	98,1	98,2	98,2	98,2	97,8	98,0	98,0	98,0	98,0	98,0	98,2	98,2	98,3	97,9	97,9
4	94,6	94,5	94,5	94,6	94,5	94,6	94,7	94,8	94,9	94,9	94,8	94,9	94,9	94,9	94,4	94,6	94,6	94,7	94,6	94,7	95,0	94,9	95,0	94,6	94,5
5	91,1	91,1	91,2	91,2	91,1	91,2	91,3	91,5	91,6	91,7	91,6	91,6	91,7	91,6	91,0	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,7	91,7	91,8	91,2	91,2
6	87,8	87,8	87,8	87,9	87,8	87,9	88,0	88,2	88,4	88,4	88,3	88,4	88,4	88,3	87,6	87,9	88,0	88,0	88,0	88,0	88,5	88,4	88,6	87,9	87,8
7	84,5	84,4	84,5	84,6	84,4	84,6	84,7	84,9	85,2	85,2	85,1	85,1	85,2	85,0	84,3	84,6	84,7	84,7	84,7	84,7	85,3	85,2	85,4	84,6	84,5
8	81,1	81,1	81,2	81,3	81,1	81,3	81,5	81,7	81,9	82,0	81,8	81,9	82,0	81,8	80,9	81,3	81,4	81,5	81,4	81,5	82,1	82,0	82,2	81,3	81,2
9	77,8	77,8	77,9	78,0	77,8	78,0	78,2	78,4	78,7	78,8	78,6	78,7	78,8	78,6	77,6	78,1	78,2	78,2	78,2	78,2	78,9	78,8	79,0	78,0	77,9
10	74,6	74,5	74,6	74,8	74,5	74,7	74,9	75,2	75,6	75,6	75,4	75,5	75,6	75,4	74,2	74,8	74,9	74,9	74,9	74,9	75,8	75,6	75,9	74,7	74,6
11	71,3	71,3	71,3	71,5	71,3	71,4	71,7	72,0	72,4	72,4	72,2	72,3	72,5	72,2	70,9	71,5	71,7	71,7	71,7	71,7	72,6	72,4	72,7	71,5	71,4
12	68,1	68,0	68,1	68,3	68,0	68,2	68,5	68,9	69,3	69,3	69,1	69,2	69,3	69,0	67,7	68,3	68,5	68,5	68,5	68,5	69,5	69,3	69,6	68,3	68,1
13	64,8	64,8	64,9	65,1	64,8	65,0	65,3	65,7	66,2	66,2	66,0	66,0	66,2	65,9	64,4	65,1	65,3	65,3	65,3	65,3	66,4	66,2	66,5	65,1	64,9
14	61,6	61,6	61,7	61,9	61,6	61,8	62,2	62,6	63,1	63,1	62,8	62,9	63,1	62,7	61,2	61,9	62,1	62,2	62,1	62,2	63,3	63,1	63,5	61,9	61,7
15	58,5	58,4	58,5	58,8	58,4	58,7	59,0	59,5	60,0	60,0	59,8	59,8	60,1	59,6	58,0	58,8	59,0	59,0	59,0	59,0	60,3	60,0	60,4	58,7	58,6
16	55,3	55,3	55,4	55,7	55,3	55,5	55,9	56,4	56,9	57,0	56,7	56,8	57,0	56,6	54,8	55,7	55,9	55,9	55,9	55,9	57,3	57,0	57,4	55,6	55,4
17	52,2	52,1	52,2	52,6	52,1	52,4	52,9	53,4	53,9	54,0	53,7	53,8	54,0	53,5	51,6	52,6	52,8	52,8	52,8	52,8	54,3	54,0	54,4	52,5	52,3
18	49,1	49,0	49,2	49,5	49,0	49,3	49,8	50,3	50,9	51,0	50,7	50,7	51,0	50,5	48,5	49,5	49,7	49,8	49,7	49,8	51,3	51,0	51,5	49,4	49,2
19	46,1	46,0	46,1	46,5	46,0	46,3	46,8	47,3	48,0	48,0	47,7	47,8	48,1	47,5	45,4	46,5	46,7	46,8	46,7	46,7	48,4	48,0	48,5	46,4	46,1
20	43,0	43,0	43,1	43,5	42,9	43,3	43,8	44,4	45,1	45,1	44,8	44,8	45,1	44,6	42,3	43,5	43,7	43,8	43,7	43,8	45,5	45,1	45,6	43,4	43,1
21	40,0	39,9	40,1	40,5	39,9	40,3	40,8	41,4	42,2	42,2	41,8	41,9	42,2	41,6	39,3	40,5	40,8	40,8	40,7	40,8	42,6	42,2	42,7	40,4	40,1
22	37,0	36,9	37,1	37,5	36,9	37,3	37,9	38,5	39,3	39,3	38,9	39,0	39,4	38,7	36,2	37,5	37,8	37,8	37,8	37,8	39,7	39,3	39,9	37,4	37,1
23	34,1	34,0	34,2	34,6	34,0	34,4	35,0	35,7	36,5	36,5	36,1	36,2	36,6	35,9	33,3	34,6	34,9	35,0	34,9	35,0	36,9	36,5	37,1	34,5	34,2
24	31,3	31,2	31,4	31,8	31,2	31,6	32,2	33,0	33,8	33,8	33,4	33,5	33,9	33,2	30,5	31,9	32,2	32,2	32,2	32,2	34,3	33,8	34,5	31,8	31,4

C. DATA OPERASI AKTUAL TEMPERATUR AIR UMPAN RATA-RATA DALAM TUBE (T_{cavg})

STAGE	DATA TEMPERATUR AIR UMPAN RATA-RATA PADA TUBE ($^{\circ}\text{C}$)																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1	103,4	103,4	103,4	103,5	103,4	103,4	103,5	103,5	103,5	103,5	103,5	103,5	103,5	103,5	103,4	103,4	103,5	103,5	103,5	103,5	103,6	103,5	103,6	103,4	103,4
2	99,8	99,7	99,8	99,8	99,7	99,8	99,8	99,9	100,0	100,0	99,9	99,9	100,0	99,9	99,7	99,8	99,8	99,8	99,8	99,8	100,0	100,0	100,0	99,8	99,8
3	96,4	96,4	96,4	96,5	96,4	96,4	96,5	96,6	96,7	96,7	96,6	96,7	96,7	96,6	96,3	96,5	96,5	96,5	96,5	96,5	96,8	96,7	96,8	96,4	96,4
4	93,1	93,0	93,0	93,1	93,0	93,1	93,2	93,3	93,4	93,4	93,4	93,4	93,4	93,3	92,9	93,1	93,2	93,2	93,2	93,2	93,5	93,4	93,5	93,1	93,0
5	89,7	89,7	89,7	89,8	89,7	89,7	89,9	90,0	90,2	90,2	90,1	90,1	90,2	90,0	89,5	89,8	89,9	89,9	89,8	89,9	90,3	90,2	90,3	89,8	89,7
6	86,3	86,3	86,3	86,5	86,3	86,4	86,6	86,7	87,0	87,0	86,8	86,9	87,0	86,8	86,1	86,5	86,5	86,6	86,5	86,5	87,1	87,0	87,1	86,4	86,4
7	83,0	83,0	83,0	83,2	83,0	83,1	83,3	83,5	83,7	83,7	83,6	83,6	83,8	83,5	82,7	83,2	83,3	83,3	83,2	83,3	83,9	83,7	83,9	83,1	83,0
8	79,7	79,7	79,7	79,9	79,7	79,8	80,0	80,3	80,5	80,5	80,4	80,4	80,6	80,3	79,4	79,9	80,0	80,0	80,0	80,0	80,7	80,5	80,7	79,9	79,7
9	76,4	76,4	76,4	76,6	76,4	76,5	76,7	77,0	77,3	77,3	77,2	77,2	77,4	77,1	76,0	76,6	76,7	76,7	76,7	76,7	77,5	77,3	77,6	76,6	76,4
10	73,1	73,1	73,2	73,4	73,1	73,2	73,5	73,8	74,2	74,2	74,0	74,0	74,2	73,9	72,7	73,3	73,5	73,5	73,5	73,5	74,4	74,2	74,4	73,3	73,2
11	69,9	69,8	69,9	70,1	69,8	70,0	70,3	70,6	71,0	71,0	70,8	70,9	71,0	70,7	69,4	70,1	70,3	70,3	70,3	70,3	71,2	71,0	71,3	70,1	69,9
12	66,6	66,6	66,7	66,9	66,6	66,8	67,1	67,5	67,9	67,9	67,7	67,7	67,9	67,5	66,2	66,9	67,1	67,1	67,1	67,1	68,1	67,9	68,2	66,9	66,7
13	63,5	63,4	63,5	63,7	63,4	63,6	63,9	64,3	64,8	64,8	64,6	64,6	64,8	64,4	62,9	63,7	63,9	63,9	63,9	63,9	65,1	64,8	65,1	63,7	63,5
14	60,3	60,2	60,3	60,6	60,2	60,4	60,8	61,2	61,7	61,7	61,5	61,5	61,7	61,3	59,7	60,5	60,8	60,8	60,7	60,7	62,0	61,7	62,1	60,5	60,3
15	57,1	57,0	57,1	57,4	57,0	57,3	57,7	58,1	58,7	58,7	58,4	58,5	58,7	58,2	56,5	57,4	57,6	57,7	57,6	57,6	59,0	58,7	59,1	57,4	57,2
16	54,0	53,9	54,0	54,3	53,9	54,1	54,6	55,1	55,6	55,6	55,3	55,4	55,7	55,2	53,3	54,3	54,5	54,6	54,5	54,5	55,9	55,6	56,1	54,3	54,0
17	50,9	50,8	50,9	51,3	50,8	51,1	51,5	52,0	52,6	52,6	52,3	52,4	52,7	52,1	50,2	51,2	51,5	51,5	51,5	51,5	53,0	52,6	53,1	51,2	50,9
18	47,8	47,7	47,8	48,2	47,7	48,0	48,5	49,0	49,7	49,6	49,3	49,4	49,7	49,1	47,1	48,2	48,4	48,5	48,4	48,4	50,0	49,6	50,1	48,1	47,8
19	44,8	44,7	44,8	45,2	44,7	45,0	45,5	46,1	46,7	46,7	46,4	46,5	46,8	46,2	44,0	45,1	45,4	45,4	45,4	45,4	47,1	46,7	47,2	45,1	44,8
20	41,7	41,7	41,8	42,2	41,6	42,0	42,5	43,1	43,8	43,8	43,5	43,5	43,9	43,2	40,9	42,2	42,5	42,5	42,4	42,4	44,2	43,8	44,3	42,1	41,8
21	38,8	38,7	38,8	39,2	38,7	39,0	39,5	40,2	40,9	40,9	40,6	40,7	41,0	40,3	37,9	39,2	39,5	39,5	39,5	39,5	41,4	40,9	41,5	39,1	38,8
22	35,8	35,7	35,9	36,3	35,7	36,1	36,6	37,3	38,1	38,1	37,7	37,8	38,1	37,5	34,9	36,3	36,6	36,6	36,6	36,6	38,5	38,1	38,7	36,2	35,9
23	33,0	32,9	33,0	33,5	32,9	33,2	33,8	34,6	35,3	35,3	34,9	35,0	35,4	34,7	32,1	33,4	33,8	33,8	33,8	33,8	35,8	35,3	36,0	33,4	33,0
24	30,2	30,1	30,3	30,7	30,1	30,5	31,1	31,9	32,7	32,7	32,3	32,4	32,8	32,0	29,3	30,7	31,1	31,1	31,0	31,1	33,2	32,7	33,3	30,6	30,3

4.2.3 Hasil Perhitungan Berdasarkan Data Operasi Aktual Evaporator

Perhitungan parameter berdasarkan data operasi aktual dilakukan pada fluida dingin dan fluida panas dengan tujuan untuk mengetahui performa peralatan dengan terlebih dahulu mencari sifat fisik (*properties*) fluida. Sifat fisik fluida dingin maupun panas pada T_{avg} data operasi tiap stage diperoleh menggunakan program X-Steam pada lembar kerja excel. Contoh perhitungan ini menggunakan data pada stage 1 data pertama dari 25 data yang ada.

4.2.3.1 Air Umpan Dingin (Fluida Dingin)

$$\dot{m} = 605000 \text{ kg/jam} = 168,055 \text{ kg/s} ,$$

$$A_{flow} = 0,1293 \text{ m}^2$$

$$T_{ci} = 101,9 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{co} = 104,9 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{cavg} = \frac{T_{ci} + T_{co}}{2} = \frac{101,9 + 104,9}{2} = 103,4 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Sifat Fisik (*properties*) Fluida

Pada $T_{cavg} = 103,4 \text{ }^{\circ}\text{C}$, sifat fisik fluida adalah :

$$\rho = 955,98 \text{ kg/m}^3$$

$$c_p = 4220,518 \text{ J/kg K}$$

$$C_c = \dot{m} \cdot c_p = 168,055 \cdot 4220,518 = 709280 \text{ W} = 709,28 \text{ kW/K}$$

$$\mu = 0.00027197 \text{ kg/m s} = 2,7197 \cdot 10^{-4} \text{ kg/ m s}$$

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{2,7197 \cdot 10^{-4}}{955,98} = 2,845 \cdot 10^{-7} \text{ (m}^2\text{/s)}$$

$$V_m = \frac{\dot{m}}{A_{\text{flow}} \rho} = \frac{168,055}{0,1293 \cdot 955,98} = 1,36 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}} \right)$$

$$\text{Re} = \frac{V_m D_i}{\nu} = \frac{1,36 \cdot 0,01422}{2,845 \cdot 10^{-7}} = 67969$$

$$k = 0,67924 \text{ W/m K} \quad \text{Pr} = 1,68994$$

$$\text{Nu} = 0,023 \text{ Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,4} = 208,32$$

**4.2.3.2 PROPERTIS AIR UMPAN (FLUIDA DINGIN) TIAP TINGKAT EVAPORATOR KONDENSOR
BERDASARKAN T_{CAVG} DATA OPERASI AKTUAL (DATA PERTAMA)**

STAGE	FLUIDA DINGIN														
	(m _e)	Temperatur Air Umpa Dingin (T _c)			c _p	C _c	ρ	V _m	μ	k	Pr	ν	Re	Nu	\dot{Q}
	kg/hr	T _{ci} (°C)	T _{co} (°C)	T _{avg}	J/kg.°C	kW/ °C	kg/m ³	m/s	kg/m.s	W/m.°C		m ² /s			kW
1	605000	101,9	104,9	103,4	4220,518	709,28	955,98	1,360	0,00027197	0,67924	1,68994	2,845 .10 ⁻⁷	67968,914	208,32	2134,94
2	605000	98,3	101,2	99,8	4215,733	708,48	958,65	1,356	0,00028253	0,67780	1,75728	2,947 .10 ⁻⁷	65428,483	205,25	2097,09
3	605000	94,9	97,9	96,4	4211,606	707,78	961,04	1,353	0,00029288	0,67634	1,82378	3,048 .10 ⁻⁷	63117,642	202,41	2091,11
4	605000	91,6	94,6	93,1	4207,784	707,14	963,34	1,349	0,00030373	0,67476	1,89404	3,153 .10 ⁻⁷	60863,257	199,60	2077,42
5	605000	88,2	91,1	89,7	4204,095	706,52	965,66	1,346	0,00031565	0,67299	1,97182	3,269 .10 ⁻⁷	58564,908	196,69	2067,75
6	605000	84,9	87,8	86,3	4200,710	705,95	967,87	1,343	0,00032817	0,67110	2,05417	3,391 .10 ⁻⁷	56329,327	193,81	2058,24
7	605000	81,6	84,5	83,0	4197,579	705,43	970,02	1,340	0,00034150	0,66909	2,14244	3,521 .10 ⁻⁷	54131,117	190,92	2041,03
8	605000	78,3	81,1	79,7	4194,691	704,94	972,10	1,337	0,00035572	0,66693	2,23730	3,659 .10 ⁻⁷	51967,595	188,02	2031,80
9	605000	75,0	77,8	76,4	4192,033	704,49	974,13	1,335	0,00037096	0,66464	2,33973	3,808 .10 ⁻⁷	49832,630	185,10	2018,77
10	605000	71,7	74,6	73,1	4189,621	704,09	976,08	1,332	0,00038721	0,66221	2,44973	3,967 .10 ⁻⁷	47741,579	182,18	2001,96
11	605000	68,5	71,3	69,9	4187,437	703,72	977,97	1,329	0,00040464	0,65965	2,56865	4,138 .10 ⁻⁷	45684,657	179,24	1989,19
12	605000	65,2	68,1	66,6	4185,490	703,39	979,78	1,327	0,00042328	0,65696	2,69671	4,320 .10 ⁻⁷	43673,189	176,29	1984,36
13	605000	62,1	64,8	63,5	4183,780	703,11	981,52	1,324	0,00044315	0,65415	2,83429	4,515 .10 ⁻⁷	41714,466	173,35	1944,48
14	605000	58,9	61,6	60,3	4182,286	702,86	983,19	1,322	0,00046460	0,65120	2,98388	4,725 .10 ⁻⁷	39788,648	170,39	1932,07
15	605000	55,8	58,5	57,1	4181,017	702,64	984,79	1,320	0,00048758	0,64813	3,14537	4,951 .10 ⁻⁷	37913,124	167,43	1911,97
16	605000	52,6	55,3	54,0	4179,965	702,47	986,32	1,318	0,00051238	0,64492	3,32091	5,195 .10 ⁻⁷	36078,374	164,45	1895,88
17	605000	49,5	52,2	50,9	4179,134	702,33	987,76	1,316	0,00053893	0,64161	3,51033	5,456 .10 ⁻⁷	34300,782	161,48	1872,09
18	605000	46,5	49,1	47,8	4178,512	702,22	989,14	1,314	0,00056772	0,63817	3,71728	5,740 .10 ⁻⁷	32561,348	158,48	1848,40
19	605000	43,5	46,1	44,8	4178,105	702,15	990,44	1,313	0,00059871	0,63461	3,94177	6,045 .10 ⁻⁷	30875,915	155,49	1824,82
20	605000	40,5	43,0	41,7	4177,908	702,12	991,66	1,311	0,00063212	0,63095	4,18565	6,374 .10 ⁻⁷	29244,141	152,50	1801,33
21	605000	37,5	40,0	38,8	4177,921	702,12	992,81	1,309	0,00066840	0,62717	4,45258	6,732 .10 ⁻⁷	27656,829	149,49	1754,53
22	605000	34,6	37,0	35,8	4178,150	702,16	993,87	1,308	0,00070773	0,62328	4,74430	7,121 .10 ⁻⁷	26119,778	146,48	1696,11
23	605000	31,8	34,1	33,0	4178,585	702,23	994,84	1,307	0,00074935	0,61938	5,05543	7,532 .10 ⁻⁷	24669,079	143,53	1633,87
24	605000	29,1	31,3	30,2	4179,225	702,34	995,71	1,306	0,00079360	0,61547	5,38881	7,970 .10 ⁻⁷	23293,705	140,64	1571,69

4.2.3.3 Air Umpan panas (Fluida Panas)

$$T_{hi} = 115 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{ho} = 111,6 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{havg} = \frac{T_{hi} + T_{ho}}{2} = \frac{115 + 111,6}{2} = 113,3 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Dengan menggunakan X-Steam untuk $P = 131,0 \text{ }^{\circ}\text{C}$ diperoleh nilai entalpi spesifik kondensasi (h_g) = 2687,0 KJ/kg dan $h_f = 450,1 \text{ kJ/kg}$

$$h_{fg} = h_g - h_f = 2687,0 - 450,1 = 2236,9 \text{ kJ/kg}$$

Nilai h_{fg} akan dipergunakan untuk mendapatkan laju kondensasi pada tiap stage

4.2.3.4 Propertis Air Umpan Panas (Fluida Panas) Tiap Tingkat Evaporator Chamber Berdasarkan T_{havg} Data Operasi Aktual (Data Pertama)

STAGE	FLUIDA PANAS								
	P	Temperatur Air Umpan Panas (T_c)			h_g	h_f	h_g	\dot{Q}	
	kPa (a)	T_{hi} ($^{\circ}\text{C}$)	T_{ho} ($^{\circ}\text{C}$)	T_{avg}	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg	kW	C_h (kW/K)
1	131,0	115,0	111,6	113,3	2687,00	450,10	2236,90	2134,94	626,08
2	117,2	111,6	108,2	109,9	2681,99	436,39	2245,60	2097,09	624,13
3	103,3	108,2	104,9	106,6	2676,39	421,28	2255,11	2091,11	623,38
4	93,3	104,9	101,5	103,2	2671,91	409,34	2262,57	2077,42	622,39
5	80,0	101,5	98,2	99,9	2665,17	391,63	2273,54	2067,75	621,56
6	72,0	98,2	94,9	96,6	2660,62	379,80	2280,83	2058,24	620,78
7	69,3	94,9	91,6	93,2	2659,00	375,61	2283,39	2041,03	619,74
8	42,7	91,6	88,3	90,0	2638,68	324,10	2314,58	2031,80	619,02
9	37,3	88,3	85,1	86,7	2633,26	310,64	2322,61	2018,77	618,19
10	32,0	85,1	81,8	83,4	2627,10	295,46	2331,63	2001,96	617,25
11	30,7	81,8	78,6	80,2	2625,41	291,34	2334,07	1989,19	616,48
12	29,3	78,6	75,4	77,0	2623,66	287,06	2336,60	1984,36	616,04
13	28,0	75,4	72,2	73,8	2621,84	282,61	2339,23	1944,48	614,26
14	26,7	72,2	69,0	70,6	2619,94	277,99	2341,96	1932,07	613,57
15	25,3	69,0	65,9	67,5	2617,96	273,16	2344,80	1911,97	612,59
16	24,0	65,9	62,8	64,4	2615,87	268,11	2347,76	1895,88	611,79
17	20,0	62,8	59,8	61,3	2608,94	251,39	2357,55	1872,09	610,68
18	16,0	59,8	56,7	58,2	2600,66	231,55	2369,11	1848,40	609,58
19	14,7	56,7	53,7	55,2	2597,48	223,98	2373,50	1824,82	608,49
20	13,3	53,7	50,8	52,2	2594,04	215,81	2378,23	1801,33	607,41
21	12,0	50,8	47,9	49,3	2590,28	206,90	2383,38	1754,53	605,23
22	10,7	47,9	45,1	46,5	2586,13	197,11	2389,03	1696,11	602,40
23	5,6	45,1	42,3	43,7	2564,42	146,25	2418,16	1633,87	599,21
24	0,8	42,3	39,7	41,0	2575,34	171,74	2403,59	1571,69	595,83

4.2.3.5 ϵ -NTU Evaporator Berdasarkan Data Operasi Aktual

Untuk memperoleh nilai NTU diperlukan perhitungan terhadap parameter-parameter NTU berdasarkan data aktual. Contoh perhitungan menggunakan data pada stage 1 data pertama dari 25 data yang ada.

- A. Menghitung *heat Capacity rate* maksimum dan minimum (C)

$$\begin{aligned} C_c &= \dot{m} c_c = 168,055 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 4220,518 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \\ &= 709280 \frac{\text{W}}{^\circ\text{C}} \approx 709,28 \frac{\text{kW}}{\text{K}} \\ C_h &= \left(\frac{T_{co} - T_{ci}}{T_{hi} - T_{ho}} \right) \cdot C_c = \left(\frac{104,9 - 101,9}{115 - 111,6} \right) 709,28 \frac{\text{kW}}{\text{K}} \\ &= 626,08 \frac{\text{kW}}{^\circ\text{C}} \\ C_{\max} &= C_c = 709,28 \text{ kW/K} \quad , \quad C_{\min} = C_h = 626,08 \text{ kW/K} \end{aligned}$$

- B. Rasio Kapasitas (c) (pada stage 1)

$$c = \frac{C_{\min}}{C_{\max}} = \frac{C_c}{C_h} = \frac{622,58}{709,28} = 0,883$$

- C. Menghitung besarnya Q_{\max} (pada stage 1)

$$\begin{aligned} Q_{\max} &= C_{\min} (T_{hi} - T_{ci}) = \\ &= 626,08 \text{ kW} - C (115 - 101,9)^\circ\text{C} \\ &= 8186,65 \text{ kW} \end{aligned}$$

- D. Menghitung besarnya panas yang diserap oleh air umpan dingin (pada stage 1)

$$\begin{aligned} Q &= C_c (T_{co} - T_{ci}) \\ &= 709,28 (104,9 - 101,9) \\ &= 2134,94 \text{ kW} \end{aligned}$$

E. Menghitung *Effectiveness* (ϵ) (pada stage 1)

$$\epsilon = \frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{2134,94}{8186,65} = 0,261$$

F. Menghitung NTU

NTU Pada stage 1 Data Pertama :

$$NTU = \frac{-\ln[c \ln[1 - \epsilon] + 1]}{c}$$

$$NTU = \frac{-\ln[0,883 \ln[1 - 0,261] + 1]}{0,883} = 0,352$$

4.2.3.6 Koefisien Perpindahan panas keseluruhan dan Fouling Faktor (Rd) Berdasarkan data Operasi Aktual

A. Menghitung Koefisien perpindahan panas (h) dan Koefisien perpindahan panas keseluruhan sisi dalam tube (U_i)

$$h_i = \frac{N_u k}{D_i} = \frac{208,32 \cdot 0,67924}{0,01422} = 9950,590 \frac{W}{m^2 K}$$

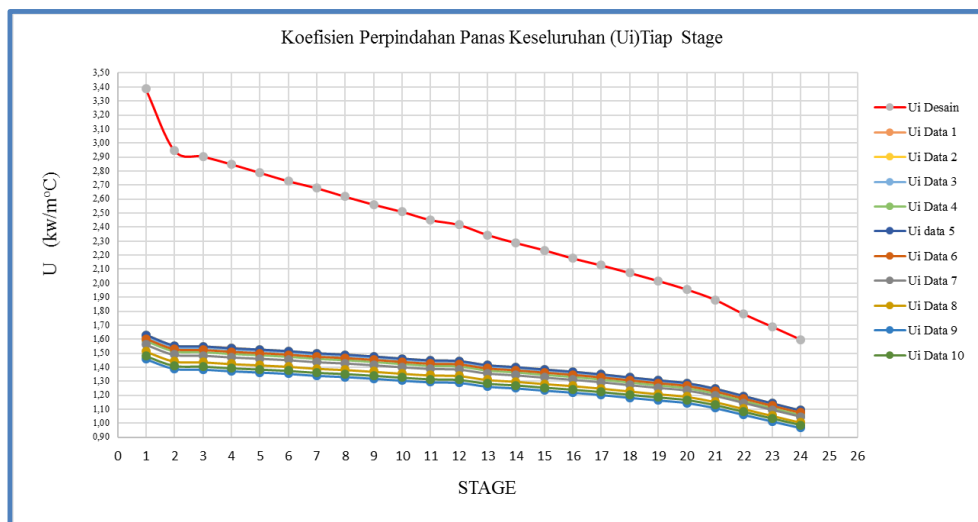
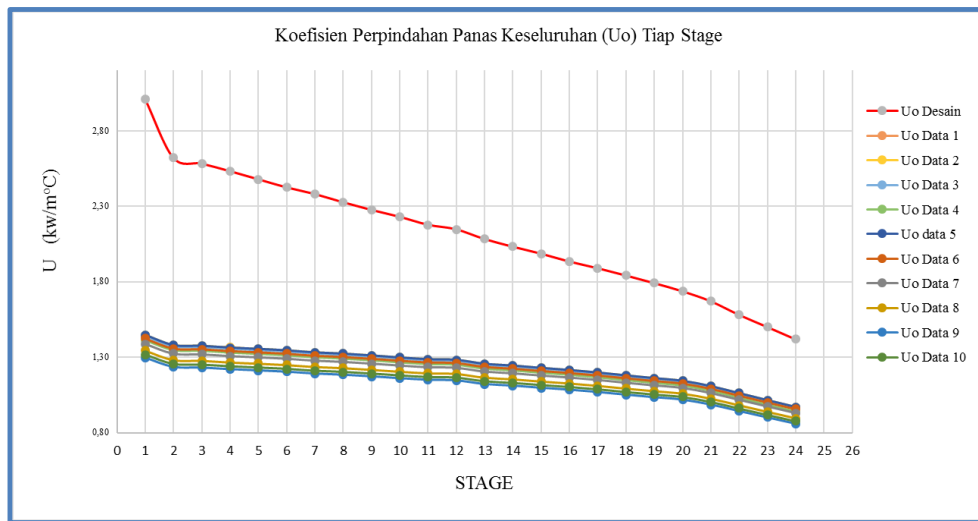
$$NTU = \frac{U_i A_i}{C_{\min}}$$

$$U_i = \frac{NTU C_{\min}}{A_{Si}} = \frac{0,352 \cdot 626,08 \frac{kW}{oC}}{135,548 m^2} = 1,624 \frac{kW}{m^2 K} = 1624 \frac{W}{m^2 K}$$

B. Menghitung Koefisien perpindahan panas sisi luar tube (h_o) dan Koefisien perpindahan panas keseluruhan sisi luar tube (U_o)

$$U_o = \frac{U_i A_{Si}}{A_{So}} = \frac{1,927 \cdot 135,548}{152,515} = 1,44298 \frac{kW}{m^2 K} = 1443 \frac{W}{m^2 K}$$

$$h_o = \frac{U h_i}{h_i - U} = \frac{1443 \cdot 9950,59}{9950,59 - 1443} = 1940,185 \frac{W}{m^2 K}$$

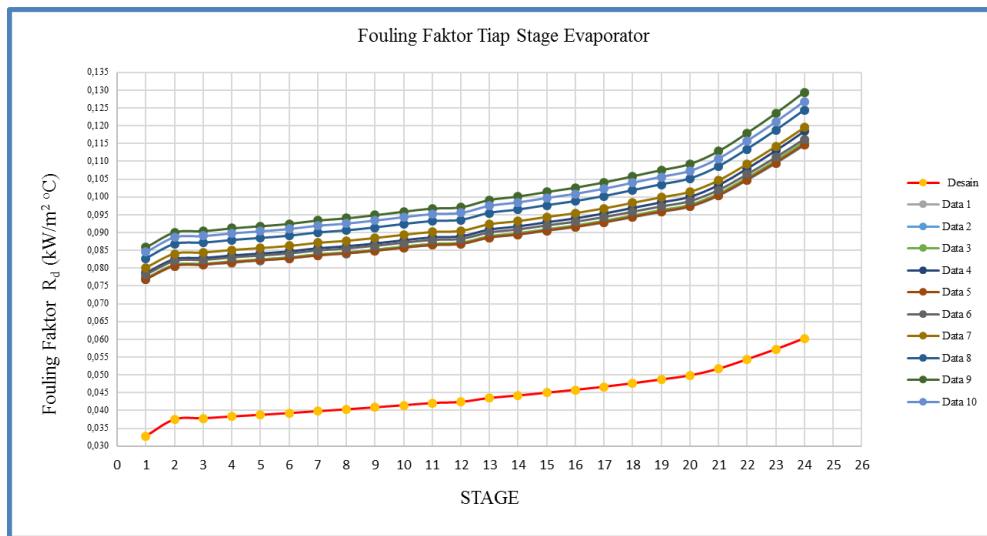


Gambar 4.2 Grafik koefisien perpindahan panas keseluruhan U_o dan U_i tiap stage

C. Menghitung Fouling Faktor (R_d)

$$R_d = \frac{1}{U_o} - \frac{1}{h_1} - \frac{1}{h_o} = \frac{1}{1443} - \frac{1}{9950.59} - \frac{1}{1940.185}$$

$$= 0,0000771 \frac{m^2 K}{w}$$



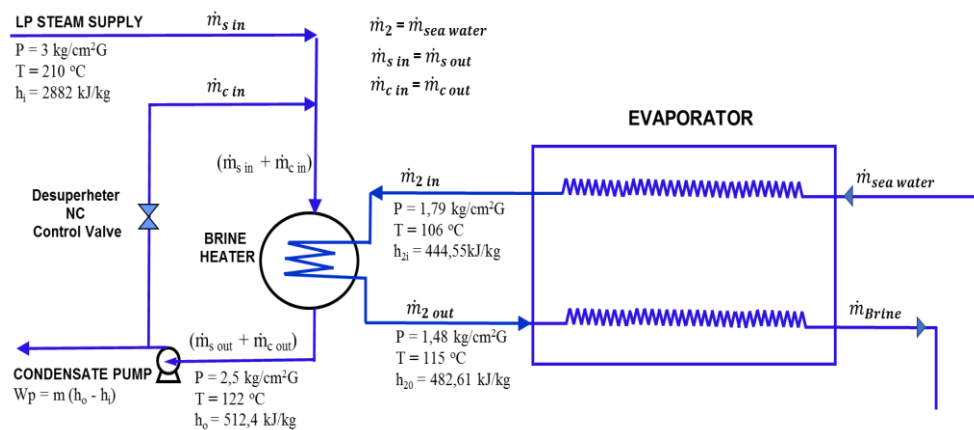
Gambar 4.3 Grafik fouling faktor tiap stage evaporator

D. Hasil Perhitungan NTU, Koefisien perpindahan panas keseluruhan dan Fouling Faktor tiap stage berdasarkan data operasi aktual pertama

STAGE	ϵ -NTU					$A_i = 135,55 \text{ m}^2$	$A_o = 152,515 \text{ m}^2$	h_i	h_o	Fouling Faktor (Rd) $\text{m}^2 \text{ K/W}$
	Q_{\max}	Q	$c = C_{\min}/C_{\max}$	Effectiveness	NTU	U_i	U_o			
	kW	kW		$\epsilon = Q/Q_{\max}$		$\text{W/m}^2 \text{ K}$	$\text{W/m}^2 \text{ K}$		$\text{W/m}^2 \text{ K}$	
1	8186,65	2134,94	0,883	0,261	0,352	1623,610	1442,98	9950,59	1940,185	0,0000771
2	8308,56	2097,09	0,881	0,252	0,336	1547,696	1375,51	9803,98	1837,821	0,0000809
3	8300,30	2091,11	0,881	0,252	0,335	1541,892	1370,36	9668,56	1834,438	0,0000812
4	8254,31	2077,42	0,880	0,252	0,335	1537,186	1366,17	9534,37	1832,658	0,0000814
5	8281,31	2067,75	0,880	0,250	0,331	1518,708	1349,75	9395,26	1811,536	0,0000824
6	8277,75	2058,24	0,879	0,249	0,329	1508,182	1340,40	9257,53	1801,705	0,0000830
7	8260,48	2041,03	0,879	0,247	0,326	1492,756	1326,69	9119,55	1784,926	0,0000839
8	8254,37	2031,80	0,878	0,246	0,325	1483,363	1318,34	8981,07	1776,835	0,0000844
9	8248,45	2018,77	0,878	0,245	0,322	1469,940	1306,41	8841,57	1763,053	0,0000852
10	8232,39	2001,96	0,877	0,243	0,320	1454,982	1293,12	8701,97	1747,100	0,0000860
11	8227,26	1989,19	0,876	0,242	0,317	1441,886	1281,48	8561,51	1733,900	0,0000868
12	8223,13	1984,36	0,876	0,241	0,316	1437,119	1277,24	8420,89	1732,850	0,0000871
13	8165,19	1944,48	0,874	0,238	0,311	1407,553	1250,96	8280,56	1695,813	0,0000889
14	8164,55	1932,07	0,873	0,237	0,308	1394,137	1239,04	8139,02	1682,298	0,0000898
15	8146,40	1911,97	0,872	0,235	0,305	1376,652	1223,50	7997,47	1662,895	0,0000909
16	8139,16	1895,88	0,871	0,233	0,302	1361,074	1209,65	7855,12	1646,339	0,0000920
17	8110,86	1872,09	0,870	0,231	0,298	1342,154	1192,84	7713,21	1624,898	0,0000933
18	8096,27	1848,40	0,868	0,228	0,294	1320,484	1173,58	7570,15	1599,487	0,0000948
19	8078,43	1824,82	0,867	0,226	0,290	1299,748	1155,15	7427,19	1575,450	0,0000963
20	8057,32	1801,33	0,865	0,224	0,286	1279,901	1137,51	7284,32	1552,725	0,0000978
21	8018,37	1754,53	0,862	0,219	0,278	1239,970	1102,02	7140,68	1500,536	0,0001010
22	7985,83	1696,11	0,858	0,212	0,267	1187,414	1055,31	6996,76	1430,118	0,0001054
23	7933,56	1633,87	0,853	0,206	0,257	1135,267	1008,97	6856,11	1360,553	0,0001103
24	7878,87	1571,69	0,848	0,199	0,247	1083,971	963,38	6718,01	1292,523	0,0001155

4.2.3.7 Gained Output Ratio (GOR) Berdasarkan Data Operasi Aktual

Berbeda dengan nilai GOR saat laju air umpan mencapai 770 ton/jam dimana uap pemanas yang digunakan dapat langsung digunakan untuk memanaskan air umpan, maka saat laju air umpan tidak mencapai 770 ton/jam uap tersebut tidak dapat langsung dipergunakan. Untuk menjaga temperatur air umpan keluar brine heater tetap pada 115°C maka uap tersebut terlebih dahulu diturunkan suhunya dengan cara mengkabutkannya/mencampur uap tersebut dengan kondensat yang disirkulasi dengan menggunakan desuperheater seperti ditunjukkan oleh gambar 4.6. Dampak dari adanya sirkulasi kondensat tersebut akan berpengaruh terhadap jumlah uap yang digunakan sebagai pemanas yang merupakan komponen dari nilai GOR.



Gambar 4.4 Sirkulasi kondensat sebagai campuran uap pemanas pada Brine Heater

Berdasarkan gambar 4.6 terlihat jika jumlah fluida pemanas ($\dot{m}_{pemanas}$) yang dipergunakan adalah masa uap pemanas ditambah dengan masa kondensat yang disirkulasi dan jumlah kondensat yang dihasilkan pada proses tersebut besarnya sama dengan jumlah fluida pemanas campuran tersebut.

$$\dot{m}_{pemanas} = \dot{m}_{s\ in} + \dot{m}_{c\ in} = \dot{m}_{s\ out} + \dot{m}_{c\ out}$$

Jika besarnya kondensat yang tersirkulasi ($\dot{m}_{c \text{ out}}$) dapat diketahui maka nilai GOR secara aktual adalah :

$$\begin{aligned} \text{GOR} &= \frac{\text{Jumlah Distilat yang dihasilkan}}{\text{Jumlah Fluida pemanas}} \\ &= \frac{\text{Kumulatif Kondensasi tiap stage}}{\dot{m}_{s \text{ out}} + \dot{m}_{c \text{ out}}} \end{aligned}$$

Untuk mengetahui jumlah distilat yang dihasilkan maka perlu diketahui laju kondensasi tiap stage evaporator. Untuk mendapat nilai laju kondensasi perlu dilakukan perhitungan:

- A. Jumlah energi yang diserap fluida dingin (Q) (pada stage 1)

$$\begin{aligned} Q &= \dot{m} c_p (T_{co} - T_{ci}) \\ &= 168,055 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 4220,518 \frac{\text{J}}{\text{kg} \text{ } ^\circ\text{C}} (104,9 - 101,9)^\circ\text{C} \\ &= 2134,94 \text{ kW} \end{aligned}$$

- B. Nilai entalpi kondensasi (h_{fg}) pada kondisi tekanan di *evaporator chamber* (fluida panas) pada stage 1 dicari menggunakan program X-Steam. Pada stage 1, Nilai entalpi spesifik pada tekanan 131,02 kPa (a) adalah

$$h_g = 2687 \text{ kJ/kg} \quad h_f = 450,1 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{fg} = h_g - h_f = 2687 - 450,1 = 2236,9 \text{ kJ/kg}$$

- C. Laju Kondensasi (\dot{m}_{cond})

Laju kondensasi yang terjadi dapat diketahui berdasarkan nilai kalor kondensasi spesifik dan nilai energi yang dilepas fluida panas yang besarnya sama dengan nilai energi yang diterima fluida dingin.

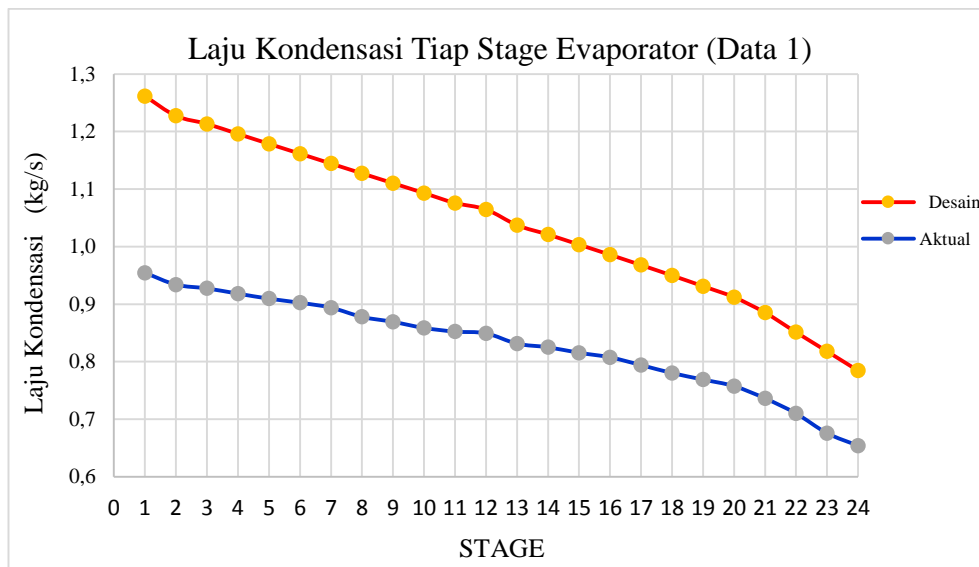
$$\dot{m} = \frac{\dot{Q}}{h_{fg}}$$

Sebagai contoh, laju kondensasi yang terjadi pada stage 1 berdasarkan data pertama adalah :

$$\dot{m}_{cond\ 1} = \frac{\dot{Q}}{h_{fg}} = \frac{2134,94\ kW}{2236,9\ \frac{kJ}{kg}} = 0,95\ \frac{kg}{s}$$

Laju kondensasi pada tiap stage dengan menggunakan data pertama dapat dilihat pada tabel laju kondensasi (tabel 4.5). Distilat yang dihasilkan unit desalinasi (\dot{m}_{dist}) merupakan kumulatif laju kondensasi yang dihasilkan pada tiap stage.

Dari hasil perhitungan pada tabel 4.4 maupun tabel 4.5 dan gambar 4.5 dapat dilihat dari stage 1 ke stage 24 laju kondensasi semakin turun, hal ini disebabkan tekanan yang semakin turun dari stage 1 ke stage 24 yang menyebabkan nilai entalpi kondensasi (h_{fg}) bertambah besar selain nilai kalor yang diserap (\dot{Q}) juga semakin kecil.



Gambar 4.5 Laju kondensasi pada tiap stage evaporator berdasarkan data operasi

Tabel 4.5 Laju Kondensasi tiap Stage Berdasarkan Data operasi Aktual (Data Pertama)

STAGE	FLUIDA PANAS										
	P	Temperatur Air Umpan Panas (T _c)			h _g	h _f	h _{fg}	\dot{Q}	Laju Kondensasi Distilat (\dot{m}_{cond})		Kumulatif Distilat
	kPa (a)	Thi (°C)	Tho (°C)	T _{avg}	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg	kW	kg/s	kg/jam	kg/jam
1	131,0	115,0	111,6	113,3	2687,00	450,10	2236,90	2134,94	0,95	3435,90	3435,90
2	117,2	111,6	108,2	109,9	2681,99	436,39	2245,60	2097,09	0,93	3361,92	6797,83
3	103,3	108,2	104,9	106,6	2676,39	421,28	2255,11	2091,11	0,93	3338,20	10136,03
4	93,3	104,9	101,5	103,2	2671,91	409,34	2262,57	2077,42	0,92	3305,42	13441,44
5	80,0	101,5	98,2	99,9	2665,17	391,63	2273,54	2067,75	0,91	3274,14	16715,59
6	72,0	98,2	94,9	96,6	2660,62	379,80	2280,83	2058,24	0,90	3248,68	19964,27
7	69,3	94,9	91,6	93,2	2659,00	375,61	2283,39	2041,03	0,89	3217,90	23182,17
8	42,7	91,6	88,3	90,0	2638,68	324,10	2314,58	2031,80	0,88	3160,17	26342,34
9	37,3	88,3	85,1	86,7	2633,26	310,64	2322,61	2018,77	0,87	3129,04	29471,39
10	32,0	85,1	81,8	83,4	2627,10	295,46	2331,63	2001,96	0,86	3090,99	32562,38
11	30,7	81,8	78,6	80,2	2625,41	291,34	2334,07	1989,19	0,85	3068,06	35630,44
12	29,3	78,6	75,4	77,0	2623,66	287,06	2336,60	1984,36	0,85	3057,29	38687,73
13	28,0	75,4	72,2	73,8	2621,84	282,61	2339,23	1944,48	0,83	2992,50	41680,23
14	26,7	72,2	69,0	70,6	2619,94	277,99	2341,96	1932,07	0,82	2969,94	44650,17
15	25,3	69,0	65,9	67,5	2617,96	273,16	2344,80	1911,97	0,82	2935,47	47585,64
16	24,0	65,9	62,8	64,4	2615,87	268,11	2347,76	1895,88	0,81	2907,09	50492,73
17	20,0	62,8	59,8	61,3	2608,94	251,39	2357,55	1872,09	0,79	2858,70	53351,43
18	16,0	59,8	56,7	58,2	2600,66	231,55	2369,11	1848,40	0,78	2808,76	56160,19
19	14,7	56,7	53,7	55,2	2597,48	223,98	2373,50	1824,82	0,77	2767,79	58927,98
20	13,3	53,7	50,8	52,2	2594,04	215,81	2378,23	1801,33	0,76	2726,73	61654,71
21	12,0	50,8	47,9	49,3	2590,28	206,90	2383,38	1754,53	0,74	2650,14	64304,85
22	10,7	47,9	45,1	46,5	2586,13	197,11	2389,03	1696,11	0,71	2555,85	66860,70
23	5,6	45,1	42,3	43,7	2564,42	146,25	2418,16	1633,87	0,68	2432,39	69293,09
24	0,8	42,3	39,7	41,0	2575,34	171,74	2403,59	1571,69	0,65	2354,00	71647,09

D. Gained Output Ratio (GOR)

Untuk mengetahui nilai GOR berdasarkan data operasi aktual dimana laju umpan air laut tidak mencapai laju air umpan desain sebesar 770 ton/jam harus diketahui besarnya jumlah kondensat yang disirkulasi ($\dot{m}_{c\ in}$). Tidak adanya instrumen pengukur untuk jumlah kondensat yang disirkulasi maka

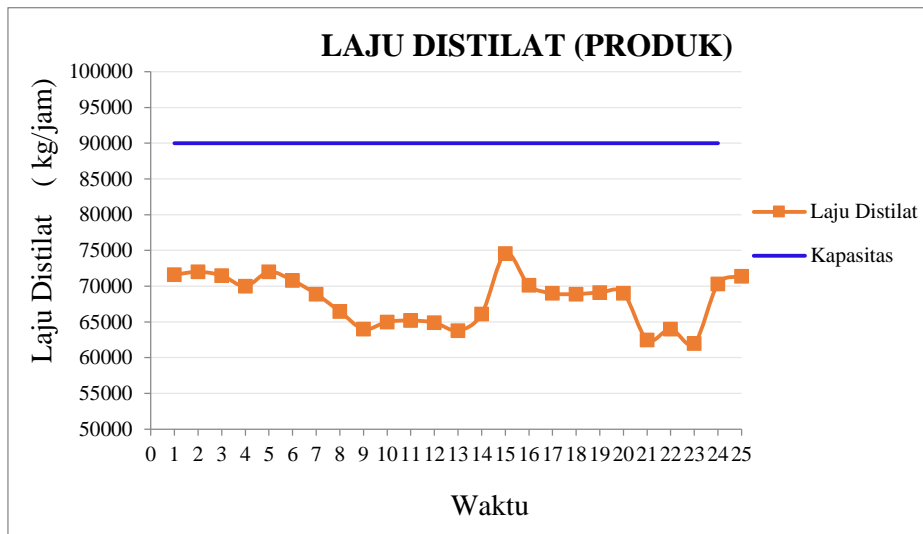
GOR aktual tidak dapat diketahui sehingga indikasi performa peralatan digantikan dengan parameter lainnya.

Parameter tersebut adalah jumlah kondensat yang dihasilkan dan laju air laut (air umpan) yang dapat masuk ke evaporator untuk kemudian dibandingkan dengan parameter yang sama berdasarkan kondisi desain.

Hasil perhitungan jumlah distilat yang dihasilkan dari 25 data dapat dilihat pada tabel data produk distilat dan laju air umpan (Tabel 4.6) ataupun pada gambar grafik 4.5.

Tabel 4.6 Data Produk Distilat dan Laju Air Umpan

DATA	LAJU AIR UMPAN (m)	LAJU DISTILAT	TEMPERATUR DISTILAT
	kg/jam	kg/jam	°C
1	605000	71610	38,5
2	600000	72000	38,4
3	600000	71500	38,5
4	600000	70000	39,0
5	600000	72000	38,4
6	585000	70800	38,7
7	575000	68900	39,4
8	569000	66470	40,1
9	550000	64000	41,0
10	550000	65000	41,0
11	548000	65200	40,5
12	541000	64900	40,6
13	537000	63800	41,0
14	534000	66110	40,3
15	594000	74570	37,5
16	581000	70120	39,0
17	583000	69000	39,3
18	578000	68900	39,4
19	580000	69100	39,3
20	571000	69040	39,3
21	541000	62500	41,4
22	537000	64000	41,0
23	524000	62000	41,6
24	592000	70300	38,9
25	587000	71410	38,6



Gambar 4.6 Grafik produk distilat berdasarkan perhitungan data operasi

Dari gambar 4.5, dan hasil perhitungan pada tabel 4.5 dan tabel 4.6 terlihat jika laju distilat (\dot{m}_{dist}) maupun laju air umpan /air laut (\dot{m}_{sw}) terus mengalami penurunan seiring dengan waktu operasi. Semakin kecil laju umpan maka distilat yang dihasilkan juga semakin kecil, $\dot{m}_{\text{dist}} = f(\dot{m}_{\text{sw}})$

4.3 Neraca Masa dan Energi unit Desalinasi

Perhitungan neraca dilakukan untuk mencari variabel proses yang belum diketahui berdasarkan data variabel proses yang telah ditentukan atau diketahui. Hasil perhitungan data desain dan data operasi aktual untuk neraca masa dan energi unit desalinasi MSF sekali lewat secara keseluruhan dapat dilihat pada tabel 4.7 dan tabel 4.8.

Tabel 4.7 Neraca masa dan energi unit desalinasi MSF sekali lewat berdasarkan data desain

SISI MASUK		Notasi	Laju alir kg/jam	Temperatur °C	Tekanan kg/cm ² G	Entalpi kJ/kg	Energi GJ/jam
1	Uap pemanas tekanan rendah	\dot{m}_{hi}	11590	210	3	2899,30	33,60
2	Uap tekanan sedang (proses vakum)	\dot{m}_8	500	330	18	3136,84	1,57
3	Air Umpan Masuk Evaporator	\dot{m}_1	770000	32	3,8	134,11	103,26
4	Air Pendingin Masuk Ejektor Kondensor	\dot{m}_{cwi}	120000	32	7	134,11	16,09
TOTAL			902090				154,53
SISI KELUAR		Notasi	Laju alir kg/jam	Temperatur °C	Tekanan kg/cm ² G	Entalpi kJ/kg	Energi GJ/jam
1	Kondensat	\dot{m}_{ho}	11590	122	2,5	512,29	5,94
2	Distilat	\dot{m}_3	90000	39,6	2	165,87	14,93
3	Air Umpan Blowdown (buangan ke laut)	\dot{m}_4	680250	39,5	0,5	165,45	112,55
4	Air pendingin Keluar Ejektor Kondensor	\dot{m}_{cwo}	120000	40,7	7	170,47	20,46
5	Rugi Rugi (Venting , Radiasi)	\dot{m}_9	250	100	0,35 kg/cm ² a		0,66
TOTAL			902090				154,53

Tabel 4.8 Neraca masa dan energi unit desalinasi MSF sekali lewat berdasarkan data operasi aktual data pertama

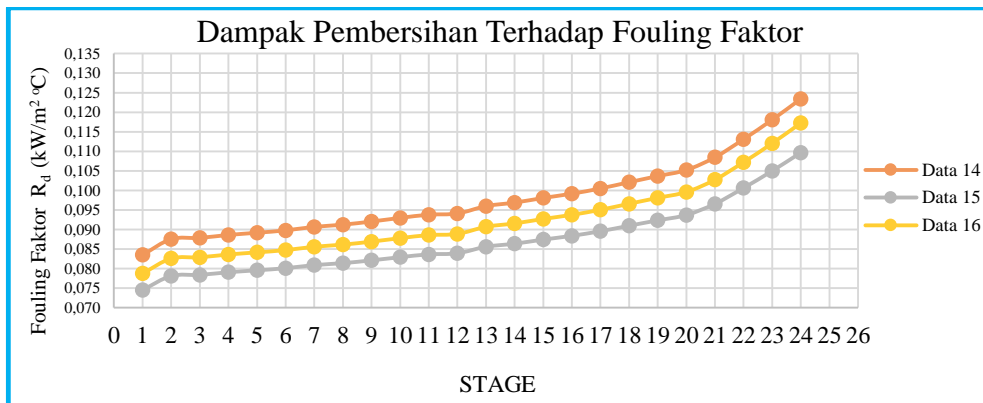
SISI MASUK		Notasi	Laju alir kg/jam	Temperatur °C	Tekanan kg/cm ² G	Entalpi kJ/kg	Energi GJ/jam
1	Uap pemanas tekanan rendah	\dot{m}_{hi}	11590	210	3	2899,30	33,60
2	Uap tekanan sedang (proses vakum)	\dot{m}_8	500	330	18	3136,84	1,57
3	Air Umpan Masuk Evaporator	\dot{m}_1	605000	30,4	3,8	127,42	77,09
4	Air Pendingin Masuk Ejektor Kondensor	\dot{m}_{cwi}	120000	31	7	129,93	15,59
TOTAL			737090				127,85
SISI KELUAR		Notasi	Laju alir kg/jam	Temperatur °C	Tekanan kg/cm ² G	Entalpi kJ/kg	Energi GJ/jam
1	Kondensat	\dot{m}_{ho}	11590	122	2,5	512,29	5,94
2	Distilat	\dot{m}_3	71647,09	38,5	2	161,27	11,55
3	Air Umpan Blowdown (buangan ke laut)	\dot{m}_4	533602,9	39,7	0,5	166,29	88,73
4	Air pendingin Keluar Ejektor Kondensor	\dot{m}_{cwo}	120000	41	7	171,72	20,61
5	Rugi Rugi (Venting , Radiasi)	\dot{m}_9	250	100	0,35 kg/cm ² a		1,02
TOTAL			737090				127,85

4.4 Evaluasi Performa Unit Desalinasi

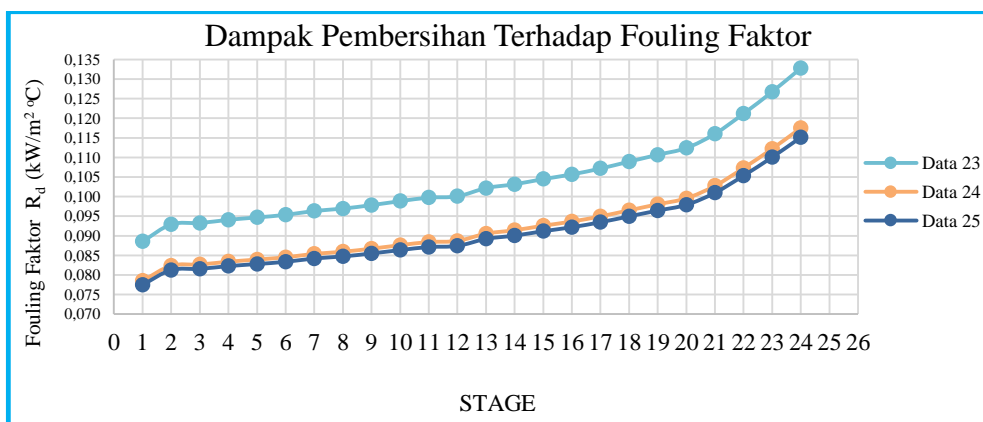
Untuk mengetahui performa suatu peralatan diperlukan parameter, tak terkecuali pada unit desalinasi. Dari hasil observasi dan analisa terhadap hasil perhitungan terhadap unit desalinasi diperoleh tiga parameter yang dapat dijadikan indikator performa unit desalinasi yaitu :

- Laju air umpan/air laut (\dot{m}_{sw}) dalam kg/jam
- Laju Distilat yang dihasilkan (\dot{m}_{dist}) dalam kg/jam
- Fouling Faktor disetiap stage evaporator kondensor

Parameter tersebut dapat diketahui dari indikator alat ukur seperti flow meter untuk mengetahui laju air umpan (\dot{m}_{sw}) maupun dari hasil perhitungan seperti fouling faktor dan laju distilat (\dot{m}_{dist}) yang merupakan produk dari peralatan desalinasi. Penurunan performa unit desalinasi akan terlihat dari laju air umpan dan laju distilat yang menurun dan nilai R_d yang semakin besar. Dari hasil perhitungan fouling faktor (R_d) berdasarkan data operasi atau grafik fouling faktor (R_d) nilai fouling akan semakin naik seiring dengan waktu operasi. Nilai R_d dapat kembali turun setelah terlebih dahulu dilakukan pembersihan kotoran pada tube seperti terlihat pada Data 15 dan data 24 dimana sebelumnya telah dilakukan upaya pembersihan tube dengan cara melakukan umpan balik air umpan (*back wash*). Dampak dari pembersihan dapat dilihat pada gambar 4.7. Dari rentang waktu pengambilan data terlihat kenaikan nilai R_d sangat cepat terutama pada evaporator, ini menunjukkan waktu pemeliharaan menjadi lebih singkat yang mengakibatkan kerugian baik dari sisi biaya perawatan maupun kerugian dari dampak produksi.



(a) Dampak pembersihan (Data 15)



b. Dampak pembersihan (Data 24)

Gambar 4.7 Dampak pembersihan tube terhadap fouling faktor

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. KESIMPULAN

1. Parameter performa unit desalinasi ditunjukkan oleh tiga faktor yaitu :
 - Laju umpan air laut yang masuk evaporator
 - Laju produksi distilat
 - Fouling Faktor

Pada prosesnya laju produksi distilate turun seiring dengan turunnya jumlah umpan air laut yang masuk, dan fouling faktor yang membesar.
2. Koefisien perpindahan panas keseluruhan (U) peralatan aktual pada stage 1 ($U_i = 1624 \text{ W/m}^2\text{K}$ dan $U_o = 1443 \text{ W/m}^2\text{K}$) nilainya lebih kecil dari nilai desain pada stage 1 ($U_i = 3180 \text{ W/m}^2\text{K}$ dan $U_o = 3394 \text{ W/m}^2\text{K}$) begitu juga terhadap stage yang sama lainnya antara kondisi aktual dan desainnya.
3. Fouling Faktor untuk kondisi aktual diperoleh $0,000077 \text{ m}^2\text{K/w}$ pada stage 1 sampai $0,000115 \text{ m}^2\text{K/w}$ pada stage 24, nilai fouling faktor tersebut lebih besar dari nilai fouling kondisi desain yang memiliki nilai fouling faktor $0,0000327 \text{ m}^2\text{K/w}$ pada stage 1 dan $0,00006 \text{ m}^2\text{K/w}$ pada stage 24.
4. Proses pembersihan (*back wash*) dapat kembali meningkatkan nilai U sebesar 12% dan menurunkan R_d sebesar 11% dengan kenaikan jumlah Laju umpan air laut yang masuk 11% dan produk distilat bertambah 13%.

5.2. SARAN

1. Perlu adanya upaya penanganan air umpan lebih lanjut agar laju alir air umpan relatif tinggi agar produk distilat yang dihasilkan juga tinggi, dan dapat meminimalkan terbentuknya *fouling* pada *tube* yang dapat menurunkan untuk kerja dari unit desalinasi.
2. Mengaktifkan kembali pelaksanaan ball cleaning untuk menjaga agar unjuk kerja unit selalu pada tingkat yang optimal tanpa perlu dilakukan penyetopan peralatan untuk keperluan *mechanical/chemical cleaning*.
3. Perlunya instrumen pengukur temperatur untuk fluida pemanas yang masuk ke Brine Heater ataupun flow meter untuk mengetahui laju alir kondensat yang disirkulasi oleh desuperheater .

DAFTAR PUSTAKA

- A. Piacentino, E Cardona, 2010, May, Advanve Energetics of a Multiple Effects Evaporation desalination Plant Desalination
- Hasan Baig, Mohamed A Antar, Syed M Zubair, 2010, November. Performance evaluation of a once through multi stage flash distillation system: impact of brine heater fouling. Energi Conversion and Management
- Joaquin Navarro-Esbri, Francois Moles, Bernardo Peris, Angel Baragan-Cervera 2013, September, Shell and Tube Evaporator model performance with different two phase flow heat transfer correlations. Experimental analysis using R134a and R1234yf, Applied Thermal Energi
- Kern Donald Q. Process Heat Transfer. 1965. International Edition. McGraw -Hill Book Company. New York.
- Perry, Robert. H. & Cecil H. Chilton. 1973. Chemical Engineers Hand Book. 5th ed. Mc Graw Hill Book Company. New York.
- Prasahant Sharant, Santanu Bandyopadhyay., 2016, May. Energi Optimization in parallel/cross feed multi-effect evaporator based desalination system. Energi
- Qi Chun Hua, Feng Hou-jun, Lv Qing Chun, Xing Yu Lei, Li Nan, 2014, August, Performance study of a pilot scale low temperatur Multi effect desalination plant, Applied
- Sasakura Engineering Co. 1998. Operation and Maintenance Manual Book Volume I of 2160 m³ /day Desalination Plant. Sasakura Engineering Co. Ltd. Osaka. Japan Energi
- Shihe Zou, Yali guo, Xingsen Mu, Shengqiang Shen, 2015, July. Effect of design parameters on thermodynamic losses of the heat transfer processes in LT-MEE desalination plant
- Yagnaseni Roy, Gregory P Thiel, Mohamed A Antar, Jhon H lienhard V, 2017, February. The effect of increased top brine temperatur on the performance and design of OT-MSF using a case study. Desalination
- Yunus A Cengel , A Practical approach ,Heat Transfer Book, Second Edition



Nama lengkap Thomy Aries Sandhy. Dalam kesehariannya, penulis biasa dipanggil Thomy. Lahir di Jakarta pada tanggal 8 April 1973. Lulus SD pada tahun 1985, SMP pada tahun 1988 dan Lulus SMA pada tahun 1991. Pada tahun 1995 setelah penulis menyelesaikan studinya di Politeknik UI jurusan Teknik Mesin Prodi Teknik Energi penulis bekerja di perusahaan manufaktur sampai dengan tahun 2004. Tahun 2006 penulis mulai berkecimpung didunia pendidikan setelah diterima bekerja di Politeknik Energi dan Mineral sampai saat ini. Tahun 2010 penulis melanjutkan pendidikan program D IV jurusan Teknik Mesin di Sekolah Tinggi Energi dan Mineral dan Lulus pada tahun 2011. Penulis melanjutkan pendidikan Strata 2 di Departemen Teknik Mesin, Institut Teknologi Sepuluh Nopember pada tahun 2015 bidang minat Rekayasa Konversi Energi.

Penulis memiliki bidang minat terkait konversi maupun konservasi energi seperti energi baru dan terbarukan maupun peralatan peralatan konversi energi. Penulis memiliki hobi membaca dan Penulis juga turut serta dalam kegiatan-kegiatan yang berkaitan dengan seminar internasional yang diadakan departemen Teknik Mesin, Institut Teknologi Sepuluh Nopember .Saran dan krikrit untuk penelitian ini dapat dikirim melalui email thomy@esdm.go.id